

59
2ej



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

DISEÑO DE UNA PRACTICA DE LABORATORIO
DE OPERACIONES UNITARIAS FARMACEUTICAS
DE MANEJO DE FLUIDOS

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
JOSE CAMILO GOMEZ ROMERO



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN
MEXICO, D. F.



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.

I N D I C E

INTRODUCCION

I.- APLICACION DE LA OPERACION UNITARIA EN LA INDUSTRIA FARMACEUTICA.

II.- CONCEPTOS Y FUNDAMENTOS CIENTIFICOS DE LA OPERACION UNITARIA.

2.1 Tipo de fluidos manejados en la I.F.

2.2 Propiedades de los Fluidos.

2.3 Variables importantes en el manejo de fluidos

2.4 Ecuación de continuidad.

2.5 Ecuación de Bernoulli.

2.6 Manejo de fluidos reales: Tuberías, Accesorios y Bombas.

2.7 Medidores de flujo.

2.8 Efecto de la viscosidad en un sistema de flujo de fluidos.

III.- BALANCE DE MATERIA.

IV.- BALANCE DE ENERGIA.

V.- DESARROLLO DEL DISEÑO DEL EXPERIMENTO DE LA PRACTICA.

5.1 Diagrama de flujo.

5.2 Descripción del equipo.

5.3 Desarrollo práctico.

5.4 Datos y cálculos del experimento.

VI.- INSTRUCTIVO DE LA PRACTICA.

6.1 Objetivo de la práctica.

6.2 Material y equipo manejado.

6.3 Diagrama de flujo.

6.4 Descripción del equipo.

6.5 Parte experimental ó desarrollo.

6.5.1 Certificación del equipo.

6.5.2 Calibración del equipo.

6.6 Toma de datos y cálculos.

6.7 Forma de reporte y conclusiones.

VII.- BIBLIOGRAFIA.

I N T R O D U C C I O N

En la actualidad las operaciones unitarias en la industria farmacéutica son de aplicación cotidiana, ya que en la producción de algun producto farmacéutico necesariamente se hace uso de ellas, e incluso su aplicación en forma sistemática se realiza su estudio en una rama de la Ingeniería que se llama Ingeniería Farmacéutica.

El presente proyecto pretende realizar el diseño de una práctica de laboratorio de manejo de fluidos en la materia de Tecnología - Farmacéutica, dicho trabajo será enfocado sólo al manejo de líquidos, ya que éstos son los más importantes en ésta industria, dentro de los sistemas fluidos manejados tenemos: los líquidos puros, las soluciones, las soluciones coloidales, las suspensiones y emulsiones, así como los gases y vapores requeridos en un proceso, pondremos mayor énfasis en aquellos fluidos que por su viscosidad tengan la clasificación de fluidos newtonianos.

La intención del proyecto no es la descubrir nuevos modelos matemáticos para trabajar un fenómeno de flujo de fluidos, si no introducir a los alumnos de Tecnología Farmacéutica a familiarizarse con todos los conceptos y variables que se manejan en el flujo de fluidos como son: las variables del fluido a manejar, lo

que significa el gasto, conocer el tipo de bomba a emplear para manejar un fluido en especial, conocer el nombre y el uso de accesorios usados en el manejo de fluidos, así como las características de las tuberías y el significado de la carga neta positiva de succión (NPSH), así como otras características del flujo de fluidos.

Se debe mencionar que éste trabajo no desea preparar al alumno para que diseñe un sistema de bombeo de líquidos, sino como ya se anotó; para que comprenda en qué consiste y cuales son las variables más importantes del flujo de fluidos.

El trabajo se puede dividir en tres partes que son:

La primera, que consiste en la revisión bibliográfica para recabar los conceptos básicos y los modelos matemáticos del flujo de fluidos.

La segunda, que consiste en el diseño experimental, adaptando el equipo existente al modelo matemático por comprobar, ésta parte hace que el alumno lleve a la práctica los conceptos teóricos adquiridos.

La tercera consiste en el diseño de un instructivo sencillo del experimento a realizar y la forma de reportar los datos y resultados obtenidos, así como las conclusiones.

Con la mejor de las intenciones para que éste trabajo cumpla con los objetivos programados, y sea de alguna utilidad para la forma

ción de los alumnos de Tecnología Farmacéutica, pongo todo mi empeño para la elaboración de él, deseando que sea mi granito de arena para ésta facultad que tanto me ha dado.

CAPITULO I

APLICACION DE LA OPERACION UNITARIA DE FLUJO DE FLUIDOS EN LA
INDUSTRIA FARMACEUTICA

La aplicación del manejo de fluidos en la industria farmacéutica es de suma importancia, ya que aunque el producto final puede ser un sólido en forma de pastilla, que no es un fluido, en el proceso para la obtención de dicho producto, se hace uso de líquidos para calentar las marmitas ó reactores, para condensar vapores en los condensadores, así como el agua de proceso en sí, -- etc., y se hace uso de gases y vapores para calentar ó secar los productos y aun como aire acondicionado, éstos líquidos y gases -- sí son fluidos.

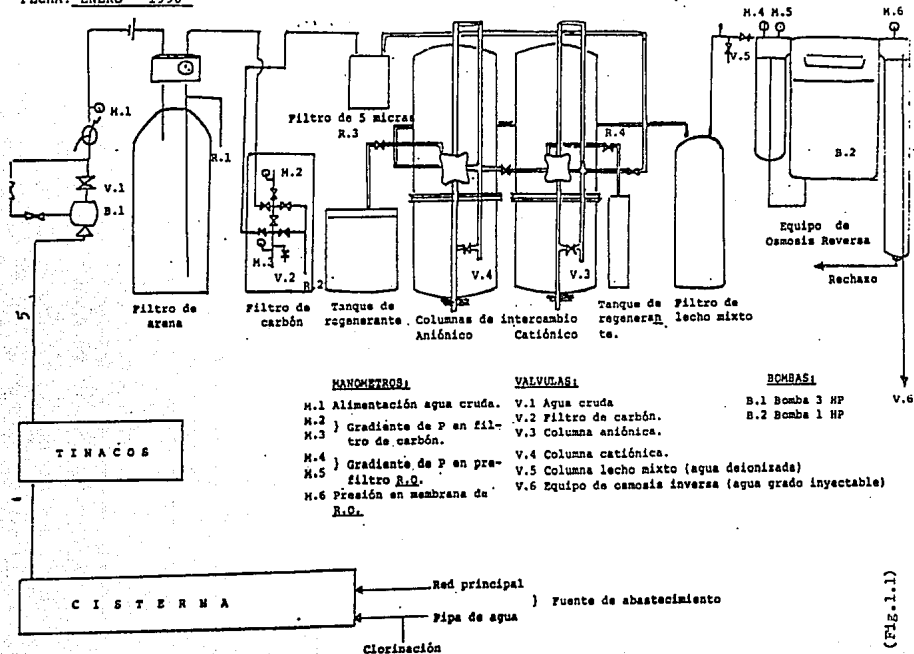
Anotaremos algunas características generales de los fluidos; los podemos definir como aquellas sustancias que fluyen ó -- cambian de forma en masa al aplicarles una presión. Los líquidos -- son fluidos que no tienen forma definida, tienen volúmen definido, es decir sólo son significativamente compresibles a presiones muy altas (500 atmósferas) y no tienden a ocupar todo el volúmen disponible.

Los gases son fluidos que no tienen forma ni volúmen definido, -- son muy compresibles, tienden a ocupar todo el volúmen disponible, y son fluidos donde la temperatura, el volúmen y la presión son -- magnitudes que determinan su estado físico.

HELBER DE MEXICO, S.A. DE C.V.

SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUA EMPLEADO PARA LA OBTENCION DE AGUA DEIONIZADA Y AGUA GRADO INYECTABLE

FECHA: ENERO - 1990



(FIG.1.1)

Los sólidos que no son fluidos tienen forma y volumen definido son incompresibles y en general su estructura molecular tiene forma -- cristalina, los sólidos cuando se encuentran en forma de polvo, -- tal parece que fueran fluidos, pero no lo son.

En realidad la distinción entre los tres estados de agregación de la materia no siempre es muy clara al manejar la temperatura y presión. Por ejemplo un líquido al encontrarse en su punto crítico no se distingue de su vapor, por otra parte, sustancias como el vidrio ó el asfalto, que tienen propiedades de un sólido, cuando se calientan a cierta temperatura se hacen plásticos y presentan propiedades de líquido, por ésta razón tales sustancias se consideran líquidos superenfriados con muy alta viscosidad. Para poder tener una idea más precisa del manejo de fluidos en la industria farmacéutica observemos el diagrama de flujo siguiente, de la obtención de un producto que es materia prima en dicha industria. Fig. 1.1

El diagrama de flujo anterior muestra un equipo de manejo de fluidos, de un proceso para producir agua deionizada y de grado inyectable, en éste diagrama se pone de manifiesto la importancia que tiene el manejo de fluidos en la industria farmacéutica, ya -- que se usan tuberías, accesorios, bombas centrífugas, bombas peristálticas y desde luego fluidos, que en éste caso es agua que se utilizará para preparar alguna solución inyectable.

Podríamos dar más ejemplos de la aplicación de la operación unitaria de manejo de fluidos en la industria farmacéutica y siempre ve

remos que éstos forman una parte muy importante del proceso, ya sea como líquidos puros, como soluciones, como soluciones coloidales ó como suspensiones según el proceso en cuestión.

Agradeciendo de antemano al Ing. Luis Torres Septián, por habernos proporcionado el diagrama de flujo de la compañía que él dirige -- Helber de México, S.A. de C.V.

CAPITULO II

CONCEPTOS Y FUNDAMENTOS CIENTIFICOS DE LA OPERACION UNITARIA

2.1 TIPO DE FLUIDOS MANEJADOS EN LA INDUSTRIA FARMACEUTICA.

Se manejan los fluidos gaseosos, y los vapores de calentamiento ó esterilización. Se manejan fluidos líquidos que pueden -- ser puros, soluciones, suspensiones y coloides. En éste trabajo manejaremos en forma práctica sólo líquidos puros ó soluciones, pero no por eso no anotaremos las características y propiedades de to--dos los fluidos que existen, así tenemos:

Soluciones.- Son sistemas dispersos de dos ó más componentes donde el que entra en mayor proporción se denomina dispersante ó disol--vente, y el que entra en menor proporción se denomina soluto y es el que se dispersa; tanto el soluto como el solvente pueden ser sólidos, líquidos y gases, pondremos más énfasis en los sistemas - - fluidos, sólido, líquido (soluciones).

Las soluciones tienen la característica de que el soluto alcanza en la mezcla el tamaño molecular cuando el sistema es líquido-sólido, es decir menores a 1 nm ($1 \text{ nm} = 1 \times 10^{-9} \text{ m}$) forman una sola fase homogénea y sólo se separan con un cambio de fase. Si el sistema es líquido-líquido depende de que los componentes sean miscibles entre sí y ésto depende de la polaridad de sus moléculas, en general lo polar disuelve a lo polar y lo no polar a lo -- no polar.

Las soluciones pueden expresar su concentración en muchas formas- como son:

a) Porcentaje en peso = gramos de soluto en 100 ml. de solución % = $\frac{gA}{100 \text{ mL solución}}$ (ec. 2.1.1) ésta forma se utiliza mucho en la industria farmacéutica, por ejemplo se tiene un medicamento al 0.2% en peso, significa que la solución tiene .2 g por cada 100 ml de medicamento activo y si un paciente necesita 10 mg por toma, debe tomar:

$$.2g = 200 \text{ mg.} \quad \begin{array}{l} 200 \text{ mg} - 100 \text{ ml} \\ 10 \text{ mg} - X \end{array} \quad X = \frac{100 \times 10}{200} = 5 \text{ ml.}$$

b) Porcentaje en volumen = mililitros en 100 ml. de solución (observar la densidad).

En términos químicos tenemos:

c) Molaridad M $M = \text{mol de soluto/litro de solución. Aquí de}$
bemos de conocer la fórmula de soluto $1 \text{ mol} = \text{PM en gramos.}$
(Ec.2.1.2)

d) Normalidad N $N = \text{peso equivalente en gramos/litro de solución. (Ec.2.1.3)}$

Aquí se debe conocer el tipo de soluto, si es ácido, base ó sal para determinar el equivalente. Cuando la mezcla implica reacciones químicas se debe saber el número de cargas disponibles del número de moléculas ó iones que intervienen en la estequiometría de la reacción, así un mililitro de una solución normal contiene un-

miliequivalente de soluto (meq).

$$\text{meq} = \frac{\text{g en 100 ml.} \times 1000 \times \text{valencia} \times \text{No. iones disociados}}{\text{peso de la fórmula}} \quad (\text{Ec.2.1.4})$$

$$\text{e) Molalidad} = \frac{\text{moles de A}}{1000 \text{ g de solvente}} \quad (\text{Ec.2.1.5})$$

$$\text{f) Fracción molar N} \quad N = \frac{\text{moles de A}}{\text{moles totales}} = \frac{nA}{nT} \quad (\text{Ec.2.1.6})$$

$$\text{mol por ciento} = N \times 100 \quad (\text{Ec.2.1.7})$$

y otras escalas arbitrarias como grados Baumé ó grado API

Las soluciones sólido-líquido son las más frecuentes teniendo que un disolvente es más eficaz de acuerdo a su constante dieléctrica relativa y cuanto menor sea su molécula.

las soluciones en la industria farmacéutica se usan para disolver medicamentos en ellas, generalmente se usan soluciones acuosas.

Las soluciones viscosas de substancias hinchables se llaman mucílagos.

Las de uso oral se llaman mixturas, también se usan las soluciones oftálmicas, infusiones, colirios y preparados inyectables.

Las soluciones coloidales ó coloides son dispersiones donde el tamaño del soluto alcanzará desde 1 nm a $1 \mu\text{m}$ ($1 \mu\text{m} = 10^{-6} \text{m}$) -- las soluciones coloidales parecen soluciones verdaderas, al microscopio se les conoce como microheterogéneas, y desvían la luz cuando incide lateralmente y se observa en ellas el fenómeno de Tyndall -

dall. Las soluciones coloidales se clasifican de acuerdo a la fase dispersa en: moleculares, micelares y de dispersión (de fase), y de acuerdo al dispersante en hidrosoles cuando éste es agua y en organosoles cuando es orgánico.

Las soluciones coloidales de sólido en líquido se llaman soles; las de líquido en líquido se llaman emulsiones y las de sólido en gas aerosoles.

Las suspensiones son sistemas dispersos donde la fase dispersa alcanza un tamaño mayor a una micra ($1\mu\text{m}$) debido a esto se sedimentan rápidamente de acuerdo a la expresión:

$$V_s = \frac{2}{9} r^2 \frac{(\rho_s - \rho_f)g}{\mu} \quad (\text{Ec. 2.1.8})$$

V_s = velocidad de sedimentación, r = radio de la partícula, ρ_s = densidad de la fase dispersa, ρ_f = densidad de fase dispersante, g = aceleración de la gravedad, μ = viscosidad absoluta.

Los geles son soluciones coloidales viscosas sólidas ó semisólidas, que constan de una fase sólida y una líquida.

Las pomadas son geles con deformabilidad plástica, que se usan en la piel ó en las mucosas y pueden contener medicamentos suspendidos, disueltos ó emulsionados.

2.2 PROPIEDADES DE FLUIDOS.

Como ya establecimos en el capítulo anterior los fluidos son los líquidos y los gases, el presente trabajo se enfocará --- principalmente al manejo de líquidos y en particular a los líquidos puros y a las soluciones que son fluidos de tipo newtoniano, aunque en la industria farmacéutica la mayoría de los fluidos manejados son del tipo no newtoniano, no restándole importancia a los antes mencionados.

Los gases son fluidos donde la temperatura, presión y volumen, -- son las magnitudes que determinan su estado físico, así en condiciones específicas de presión y temperatura un gas puede existir en estado sólido, aunque en éste caso no se comportaría como un fluido, si debemos de establecer que las tres variables antes referidas se relacionan para obtener la ecuación de estado del gas. Un gas es ideal cuando se sujeta a las condiciones de ciertas leyes como son: la ley de Boyle, la ley de Charles ó Gay Lussac, la ecuación combinada del estado gaseoso ó la ecuación general del estado gaseoso. Por otra parte un gas es real cuando sólo se ajusta a éstas ecuaciones a baja temperatura y presión.

En el estado gaseoso ideal no se toma en cuenta el volumen de las moléculas ni las atracciones que hay entre ellas. El estado gaseoso real aplica la teoría cinética, y si toma en cuenta el volumen

el fenómeno es estudiado por la ley de Dalton.

$$P_T = P_1 + P_2 + P_3 \text{ etc. (2.2.2)} \quad P_T = \text{presión total}$$

La presión parcial de cada componente será: $PV = nRT$, de donde-

$$P_1 = n_1 \frac{RT}{V} \text{ la del otro componente } P_2 = n_2 \frac{RT}{V}$$

Así la presión total $P_T = P_1 + P_2$ será igual a $n_1 \frac{RT}{V} + n_2 \frac{RT}{V}$

de donde $P_T = (n_1 + n_2) \frac{RT}{V}$ y para j gases $P_T = \sum_{i=1}^j P_i$ ó

$$P_T = \sum n_i \frac{RT}{V} \quad (2.2.3)$$

Y la presión parcial de cada componente será: $P_1 = N P_T$ donde

$$N = \frac{n_1}{n_T} \quad P_1 = n_1 \frac{RT}{V} \text{ de donde } \frac{P_1}{P_T} = \frac{n_1 RT/V}{\sum n_i RT/V} = \frac{n_1}{n_T} \text{ frac}$$

ción molar (2.2.4)

Por lo que la presión parcial de un componente en función de su fracción molar será: $P_1 = N P_T$ (2.2.5)

De manera similar la ley de los volúmenes de Amagat establece:

$$V_T = V_1 + V_2 + V_3 \dots \text{ etc. y } V_1 = N V_T \quad (2.2.6)$$

Para manejar un gas real se tienen que tomar en cuenta los enunciados de la teoría cinética, incluyendo en la ecuación general el factor de compresibilidad (Z) quedando la ecuación general:

$PV = ZnRT$ Donde Z depende T y P , y proviene de la relación molar observada y el volumen molar ideal, para gas ideal $Z = 1$

Una de las ecuaciones de estado que se aplica para gases reales es la ecuación de Van Der Waals que es la siguiente:

$$\left(P + \frac{n^2 a}{V^2} \right) (V - nb) = nRT \quad (2.2.7)$$

Donde a = magnitud de las fuerzas intermoleculares y no depende de T y P

b = volúmen ocupado por las moléculas

Las constantes de Van Der Walls se encuentran tabuladas por ejemplo, amoniaco: $NH_3(g)$

$$a = 4.17 \frac{\text{atm} \cdot \text{l}^2}{\text{mol}^2} \quad \text{y} \quad b = 0.0371 \frac{\text{l}}{\text{mol}}$$

Los líquidos son fluidos móviles que no tienen forma definida y prácticamente incompresibles, ya que sólo a presiones del orden de las 500 atmósferas es apreciable su compresibilidad, se dice que el estado líquido es un estado condensado de la materia, ya que 1 gramo de agua en forma de vapor ocupa 1.671 cm^3 a 100°C . y una atmósfera de presión, en cambio la misma masa de agua en las mismas condiciones ocupa 1.043 cm^3 en el estado líquido, la energía cinética de sus moléculas es menor a la energía cinética del estado gaseoso.

Entre las principales propiedades de los líquidos tenemos: la densidad, la viscosidad, la presión de vapor, etc.

La densidad se define como masa por unidad de volúmen $\rho = \frac{m}{V}$ (2.2.8)

ρ = densidad

m = masa

V = volúmen

La densidad también se puede expresar como gravedad específica -

(Sg) ó densidad relativa, que es la densidad de un líquido en relación a la densidad de un líquido conocido, normalmente agua a 15°C y 60 °F.

$$Sg = \frac{\rho_l}{\rho_{H_2O}} \quad (2.2.9) \text{ a } 15^\circ\text{C y 1 atm. } Sg = \frac{\rho_l}{0.99805 \text{ g/cm}^3} \quad (2.2.10)$$

$$\text{y } Sg = 1.00196 \rho_l \quad (2.2.11)$$

En el sistema inglés

$$Sg = \frac{\rho_l}{62.3 \text{ lb/ft}^3} \quad \text{ó } Sg = 0.016 \rho_l \quad (2.2.12) \quad Sg = \text{gravedad específica}$$

cífica ρ_l = densidad del líquido ρ_{H_2O} = densidad del agua

Si se usa la temperatura de referencia de 4 °C. en el sistema métrico $Sg = \rho_l$ ya que la densidad del agua a ésta temperatura es de 1g/cm³, en el sistema inglés casi se conserva la misma relación $Sg = 0.01602 \rho_l$

Cuando la temperatura de referencia es otra, la gravedad específica se expresa como un quebrado, donde el numerador es la temperatura a la cual la densidad del líquido en cuestión es reportada, y el denominador es la temperatura a la cual la densidad del agua se toma como referencia.

$$\frac{\rho_{l, 80^\circ\text{F.}}}{\rho_{H_2O, 60^\circ\text{F.}}} \quad \rho_{l, 80^\circ\text{F.}} \quad \rho_{H_2O, 60^\circ\text{F.}}$$

La densidad se puede expresar también en otras escalas arbitrarias, escalas que fueron desarrolladas por industrias en las cuales la densidad se utiliza como un parámetro de la concentración de una solución, por ejemplo el ácido sulfúrico se vende

tomando en cuenta su concentración en forma de gravedad específica, éstas escalas pueden ser también grados Baumé ó grados --

$$\text{API. } S_g = \frac{141.5}{131.5 + \frac{\text{API}}{10}} \quad \text{para líquidos ligeros}$$

$$S_g = \frac{140}{130 + \text{Baume}} \quad \text{para líquidos más pesados que el agua.}$$

$$S_g = \frac{145}{145 - \text{Baume}}$$

La temperatura y la presión cambian la densidad de un líquido, Watson desarrolló una expresión para conocer ó calcular la densidad de muchos líquidos, en función de su presión y temperatura reducida, siendo T_r y P_r temperatura y presión reducidas.

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad \text{y} \quad P_r = \frac{P}{P_c} \quad \text{donde } P \text{ y } T \text{ presión y temperatura del líquido.}$$

P_c y T_c " " " críticas.

P_r y T_r " " " reducidas

$$\text{Expresión de Watson} = \rho = \left(\frac{\rho_1}{W_1} \right) W \quad (2.2.13)$$

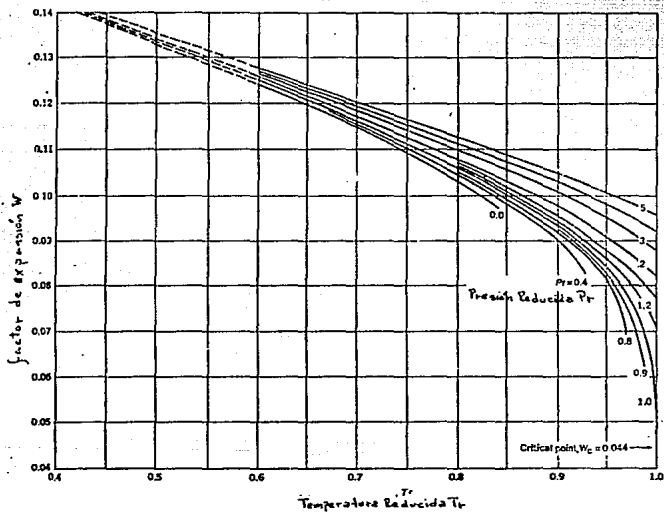
Donde ρ es la densidad desconocida.

W es el factor de expansión a P_r y T_r calculada con las condiciones de presión y temperatura de la densidad desconocida.

ρ_1 = Densidad conocida

W_1 = factor de expansión a P_r y T_r calculada con las condiciones de presión y temperatura de la densidad conocida. (fi 2)

Así los datos para usar la gráfica deben ser T_c y P_c y la densidad a alguna temperatura y presión (Fig.2)



Gráfica para obtener el valor de W en la ecuación de Watson para determinar la densidad. (Fig.2)

La densidad se puede determinar por métodos experimentales como son:

El más simple consiste en usar un picnómetro, que es un frasco-pequeño de vidrio de volúmen conocido, en el cual se pesa el líquido problema y el agua y los datos obtenidos comparados.

Otro método también sencillo es con un hidrómetro, donde éste aparato en forma de bulbo se introduce en el líquido problema, y se lee, la densidad directamente en la escala del aparato.

Peso específico se define como peso por unidad de volúmen:

$P_e = \frac{\text{Peso}}{V}$ (2.2.15) ó para no confundir literales $\text{Peso} = W$ -

así $P_e = \frac{W}{V}$, pero de la segunda ley de Newton $W = mg$ masa

(m) gravedad (g) por lo que tenemos $W = mg$ y $P_e = \frac{mg}{V}$ (P_e) -

peso específico, pero si $\rho = \frac{m}{V}$ tenemos que $P_e = \rho g$

UNIDADES EMPLEADAS PARA LA DENSIDAD Y EL PESO ESPECIFICO

| SISTEMA | MASA | VOLUMEN | PESO | DENSIDAD | PESO ESPECIFICO |
|---------|------|-----------------|--------|----------------------|-----------------------|
| c.g.s. | g | cm ³ | dina | g/cm ³ | dinas/cm ³ |
| M.K.S. | Kg | m ³ | Newton | Kg/m ³ | Newton/m ³ |
| Inglés | slug | ft ³ | lbf | slug/ft ³ | lbf/ft ³ |

1 slug = 32.17 lb masa 1 lb = 454 g. 1 ft = 30.48 cm.

Ejemplo de aplicación de los sistemas:

¿Cuál será la densidad y el peso específico de un líquido que-

tiene una masa de 20 g y ocupa un volúmen de 25 cm³ en los tres sistemas propuestos ?

$$\text{c.g.s. } \rho = \frac{m}{V} = \frac{20\text{g}}{25\text{ cm}^3} = 0.8\text{ g/cm}^3$$

$$P_e = \rho \times g = 0.8\text{ g/cm}^3 \times 980 \frac{\text{cm}}{\text{seg}^2} = 784 \frac{\text{dinas}}{\text{cm}^3}$$

$$\text{M.K.S. } \rho = \frac{m}{V} = \frac{20\text{g} \times 10^3\text{g}}{25\text{ cm}^3 \times \frac{(1\text{ m})^3}{(10^2\text{ cm})^3}} = 800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \text{ y } P_e = 800 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\times 9.8 \frac{\text{m}}{\text{seg}^2} = 7840 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Inglés } \rho = \frac{m}{V} = \frac{20\text{g} \times \frac{1\text{ lb}}{454\text{ g}} \times \frac{1\text{ slug}}{32.21\text{ lb}}}{25\text{ cm}^3 \times \frac{(1\text{ ft})^3}{(30.48\text{ cm})^3}} = 1.55 \frac{\text{slug}}{\text{ft}^3} \text{ y}$$

$$P_e = 1.55 \frac{\text{slug}}{\text{ft}^3} \times 32.2 \frac{\text{ft}}{\text{seg}^2} = 49.91 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^3}$$

En la figura 2.1 tenemos datos de gravedades específicas de los líquidos que pueden ser usados sin extrapolación en algún problema de flujo de fluidos a presión moderada.

GRAVEDADES ESPECIFICAS Y PESO MOLECULAR DE LIQUIDOS

| Compuesto | Mol. | S° | Compuesto | Mol. | S° |
|----------------------|--------|------|-------------------------|-------|------|
| Acetaldehído | 44.1 | 0.78 | Cloruro de etilo | 64.8 | 0.88 |
| Acetato de amilo | 150.2 | 0.88 | Cloruro de metilo | 50.5 | 0.86 |
| Acetato de etilo | 88.1 | 0.80 | Cloruro de n-propilo | 78.8 | 0.80 |
| Acetato de metilo | 74.9 | 0.83 | Cloruro de sulfúrico | 135.0 | 1.87 |
| Acetona | 58.1 | 0.79 | Dibrometano | 187.9 | 2.68 |
| Acetato de butilo | 118.3 | 0.88 | Dicloroetano | 90.0 | 1.17 |
| Acetato de vinilo | 86.1 | 0.83 | Diclorometano | 88.9 | 1.34 |
| Agua | 18.0 | 1.0 | Etileno | 154.2 | 0.86 |
| Acido acético 100% | 60.1 | 1.05 | Eziz etílico | 74.1 | 0.71 |
| Acido acético 70% | | 1.07 | Etilbenceno | 100.1 | 0.87 |
| Acido t-butílico | 88.1 | 0.86 | Etilglicol | 88.1 | 1.04 |
| Acido i-butílico | 88.1 | 0.86 | Fenol | 94.1 | 1.07 |
| Acido clorosulfónico | 118.5 | 1.77 | Formiato de etilo | 74.1 | 0.88 |
| Acido fórmico | 46.0 | 1.23 | Glicerina 100% | 92.1 | 1.26 |
| Acido nítrico 95% | | 1.50 | Glicerina 50% | | 1.13 |
| Acido nítrico 80% | | 1.28 | n-heptano | 100.8 | 0.68 |
| Acido propiónico | 74.1 | 0.80 | n-hexano | 98.1 | 0.66 |
| Acido sulfúrico 100% | 98.1 | 1.83 | Hidróxido de sodio 50% | | 1.33 |
| Acido sulfúrico 86% | | 1.84 | Yoduro de etilo | 153.0 | 1.93 |
| Acido sulfúrico 60% | | 1.05 | Yoduro de n-propilo | 170.0 | 1.73 |
| Alcohol alílico | 88.1 | 0.86 | Mercurio | 200.6 | 2.93 |
| Alcohol amílico | 88.2 | 0.81 | Metacresol | 106.1 | 1.03 |
| Alcohol n-butílico | 74.1 | 0.81 | Metanol 100% | 32.8 | 0.79 |
| Alcohol t-butílico | 74.1 | 0.82 | Metanol 90% | | 0.82 |
| Alcohol etílico 100% | 46.1 | 0.79 | Metanol 40% | | 0.84 |
| Alcohol etílico 95% | | 0.81 | Metilacetona | 72.1 | 0.81 |
| Alcohol etílico 40% | | 0.84 | Naftaleno | 128.1 | 1.54 |
| Alcohol isopropílico | | 0.79 | Nitrobenzeno | 123.1 | 1.38 |
| Alcohol octílico | 130.23 | 0.82 | Nitrotolueno, orto | 137.1 | 1.36 |
| Alcohol n-propílico | 60.1 | 0.80 | Nitrotolueno, para | 137.1 | 1.36 |
| Amoníaco 100% | 17.0 | 0.81 | n-octano | 114.2 | 0.70 |
| Amoníaco 25% | | 0.81 | Oxalato de dietilo | 148.1 | 1.88 |
| Anhidrido acético | 102.1 | 1.08 | Oxalato de dimetilo | 118.1 | 1.43 |
| Anilina | 93.1 | 1.02 | Pentacloroetano | 174.1 | 1.88 |
| Anisol | 104.1 | 0.89 | n-Pentano | 72.1 | 0.63 |
| Benceno | 78.1 | 0.88 | Propano | 44.1 | 0.68 |
| Bisulfo de azufre | 84.1 | 1.38 | Salmuera, Ca Cl, 25% | | 1.23 |
| Bisulfo de carbono | 44.0 | 1.29 | Salmuera, Na Cl, 25% | | 1.19 |
| Bisulfuro de carbono | 70.1 | 1.29 | Sodio | 23.0 | 0.87 |
| Bromotolueno, orto | 171.0 | 1.42 | Tetracloroetano | 167.0 | 1.60 |
| Bromotolueno, meta | 171.0 | 1.41 | Tetracloroetileno | 165.0 | 1.53 |
| Bromotolueno, para | 171.0 | 1.39 | Tetracloruro de carbono | 153.8 | 1.80 |
| Bromuro de etilo | 106.9 | 1.43 | Tetracloruro de titanio | 289.7 | 1.73 |
| Bromuro de n-propilo | 123.0 | 1.33 | Tribromuro de fósforo | 270.1 | 1.65 |
| n-butano | 58.1 | 0.80 | Tricloruro de arsénico | 181.3 | 2.18 |
| i-butano | 58.1 | 0.80 | Tricloruro de boro | 137.4 | 1.57 |
| Ciclohexano | 100.2 | 0.96 | Tricloroetano | 131.4 | 1.55 |
| Clorobenceno | 112.6 | 1.11 | Tolueno | 92.1 | 0.87 |
| Cloroformo | 119.4 | 1.49 | Xileno, orto | 106.1 | 0.87 |
| Clorotolueno, orto | 126.6 | 1.08 | Xileno, meta | | 0.87 |
| Clorotolueno, meta | 126.6 | 1.07 | Xileno, para | | 0.86 |
| Clorotolueno, para | 126.6 | 1.07 | | | |
| Cloruro etílico | 80.5 | 1.13 | | | |

* Aproximadamente a 68°F. Estos valores serán satisfactorios, sin extrapolación, para la mayoría de los problemas de ingeniería.

Viscosidad, propiedad muy importante en el flujo de fluidos, la podemos definir como la resistencia interna que una parte del fluido opone al flujo de otra parte de él ó como la resistencia interna de un fluido al corte, la viscosidad se produce por el efecto cortante de una capa de líquido moviéndose sobre otra, éste fenómeno es independiente de la atracción molecular y se debe a la fricción que las mismas moléculas del líquido realizan al moverse; en los gases éste fenómeno es más pequeño, debido a su estructura molecular.

Quando aplicamos una fuerza cortante a un sólido éste alcanza en su deformación un estado de equilibrio, pero si ésta fuerza se aplica a un líquido éste se continuará deformando tanto como la fuerza sea aplicada.



El comportamiento de éstos dos estados de agregación de la materia nos sirve para definir los fluidos.

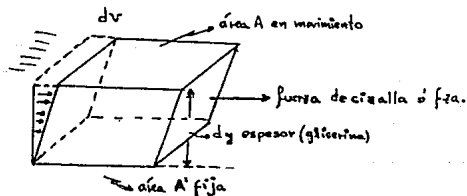
Ahora existen fluidos donde al aplicar la fuerza cortante se deforman y al dejar de aplicarla éstos no se recuperan de la deformación ocasionada.

La temperatura afecta a la viscosidad, a mayor temperatura, menor viscosidad, por otra parte existen otros fluidos que se llaman viscoelásticos que al dejar de aplicar la fuerza cortante,

pueden almacenar energía de deformación y recuperarse de la deformación ocasionada.

La Reología describe la fluidez de los líquidos, y las relaciones reológicas para un fluido simple fluyendo, fueron publicadas en 1687 por Isaac Newton quien dijo: "La resistencia originada de la falta de lubricidad en las partes de un fluido, es proporcional en la velocidad con la cual las partes de un fluido son separadas unas de otras" .

Para que un cuerpo fluya debe realizarse sobre él una fuerza -- llamada en Reología tensión de empuje ó fuerza de cizalla, veamos en la figura:



Suponiendo que se tienen dos placas delgadas paralelas y entre ellas se tiene un líquido como por ejemplo glicerina, que se -- desplace en forma de capas ó películas delgadas (flujo laminar), tendremos que la capa de líquido que está en contacto con el -- área A se mueve a la velocidad dv , debido a la aplicación de la fuerza f , pero las capas que se encuentran debajo de la capa

mencionada se desplazarán a velocidades decrecientes a medida que se acercan a la placa fija A', teniendo que la capa en contacto con la placa fija no se mueve, es decir su velocidad es cero, debido a que la energía del movimiento se transmite de A hacia las capas inferiores, donde se va perdiendo debido a la fricción entre ellas, hasta agotarse; podemos anotar que la fuerza f entre capas adyacentes es proporcional a la viscosidad y por lo tanto:

$$f_{za} \propto A \frac{dv}{dy} \quad \text{o} \quad f_{za} = \mu A \frac{dv}{dy} \quad \text{de donde} \quad \frac{f_{za}}{A} = \mu \frac{dv}{dy}$$

Donde μ es la constante de proporcionalidad, que se llama viscosidad absoluta.

Si el área, la velocidad y el espesor son la unidad tendremos que: $\frac{f_{za}}{A} = \mu$, y μ se llama viscosidad absoluta ó viscosidad dinámica y se define como: la fuerza requerida para mover una superficie plana de área igual a la unidad, a velocidad igual a la unidad y de espesor = unidad.

Cuando las magnitudes mencionadas son diferentes a la unidad tenemos:

$$f_{za} = \mu A \frac{dv}{dy} \quad \text{donde} \quad \frac{dv}{dy} = \text{rapidez de corte}$$

$$\text{así} \quad \frac{f_{za}}{A} = \mu \frac{dv}{dy}; \quad \text{y,} \quad \frac{f_{za}}{A} = \text{fuerza constante } \tau$$

$$\mu = \frac{f_{za}}{A} \frac{dy}{dv} = \tau \frac{dy}{dv}; \quad \text{y,} \quad \tau = \mu \frac{dv}{dy} \quad (1.2.16)$$

Unidades de la viscosidad.

Anotaremos las unidades utilizadas en los sistemas de unidades más comunes como son:

Sistema métrico absoluto c.g.s., M.K.S. e inglés.

$$c.g.s. \quad \tau = \mu \frac{dv}{dy}; \quad \mu = \tau \frac{dy}{dv}, \quad \text{asi } \mu = \frac{F/l^2 \times L}{L/t} = \frac{F \times t}{l^2} \text{ dimensionalmente}$$

$$\mu = \frac{\text{dinas/cm}^2 \times \text{cm}}{\text{cm/seg}} = \frac{\text{dinas-seg}}{\text{cm}^2} \rightarrow \text{Poise (P)}$$

$$o' \quad \mu = \frac{g \times \frac{\text{cm}}{\text{seg}} \times \text{cm}}{\text{cm/seg}} = \frac{g}{\text{cm-seg}}$$

$$M.K.S. \quad \mu = \frac{N \cdot \text{seg}}{\text{m}^2} = \text{Pascal-seg} \quad o' \quad \mu = \frac{kg}{m \cdot \text{seg}}$$

Sistema inglés absoluto utiliza masa y no fuerza.

Así tenemos que introducir una constante de proporcionalidad --

que viene de la 2a. ley de Newton. $F = ma$, introduciendo g_c
 $F g_c = ma$, unidades de $ma = M \frac{L}{t^2}$ $\therefore F g_c = M \frac{L}{t^2}$ y $g_c = \frac{ML/t^2}{F}$
 $= \frac{ML}{F t^2}$, introduciendo g_c en la viscosidad tenemos $\tau g_c = \mu \frac{dv}{dy}$,

$$\text{asi } \mu = \tau g_c \frac{dy}{dv} \text{ y dimensionalmente } \mu = \frac{F/l^2 \times \frac{ML}{F t^2} \times L}{L/t} = \frac{M}{L t}$$

$$\mu = \frac{\text{lb}_f/\text{ft}^2 \times \frac{\text{lb}_f \text{ft}}{\text{lb}_f \text{seg}^2} \times \text{ft}}{\text{ft}/\text{seg}} = \frac{\text{lb}_f}{\text{ft-seg}} \quad \text{lb}_f = \text{libra fuerza.}$$

Sistema inglés gravitacional.

$$\mu = \tau \frac{dy}{dv} = \frac{\text{lb}_f/\text{ft}^2 \times \text{ft}}{\text{ft}/\text{seg}} = \frac{\text{lb}_f \cdot \text{seg}}{\text{ft}^2} \quad \text{pero si } \mu = \frac{\text{lb}_f \cdot \text{seg}}{\text{in}^2} \text{ se llama Reyns.}$$

La relación entre los cuatro sistemas absolutos estudiados es:

$$cP \text{ i centipoise} = 0.01 P = 0.01 \frac{\text{dinas-seg}}{\text{cm}^2} = 0.01 \frac{g}{\text{cm-seg}} = 6.72 \times 10^{-4} \frac{\text{lb}}{\text{ft-seg.}}$$

En la práctica la viscosidad absoluta ó dinámica de un fluido se determina mediante aparatos normalizados que tienen graduaciones arbitrarias, el método consiste en medir el tiempo de descarga de un volúmen conocido de fluido a través de un orificio estandar, como el método empleado por ASTM-D-88 donde se usa una muestra de 60 ml. a una temperatura constante de 100°F, el líquido se encuentra sometido a una cabeza ó columna de líquido y el tiempo empleado para que el líquido pase por el orificio estandar es la llamada viscosidad Saybolt Seconds Universal (SSU), dando el dato en función de los segundos.

Viscosidad cinemática ν se define como $\nu = \frac{\text{VISCOSIDAD ABSOLUTA}}{\text{DENSIDAD}}$
 $= \frac{\mu}{\rho}$ (2.2.17)

Unidades de ν

Sistema métrico c.g.s.

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{\frac{\text{g}}{\text{cm}\cdot\text{seg}}}{\frac{\text{g}}{\text{cm}^3}} = \frac{\text{g cm}^2}{\text{g}\cdot\text{cm}\cdot\text{seg}} = \frac{\text{cm}^2}{\text{seg}} \rightarrow \text{stokes (st)}$$

$$\text{ó } \rho = \frac{W}{V} = \frac{\text{dinas/cm}^3}{\text{cm}^3/\text{seg}^2} = \frac{\text{dinas seg}^2}{\text{cm}^4} \text{ así } \nu = \frac{\text{dinas}\cdot\text{seg}/\text{cm}^2}{\frac{\text{dinas seg}^2}{\text{cm}^4}} = \frac{\text{cm}^2}{\text{seg}} \text{ Poise}$$

Sistema inglés

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \text{ en forma similar } \nu = \frac{\text{lb}/\text{ft}\cdot\text{seg}}{\text{lb}/\text{ft}^3} = \frac{\text{ft}^2}{\text{seg}} \text{ y en } \frac{\text{lb}}{\text{seg}} \text{ Newts (N)}$$

Relación entre μ y ν

$$1 \text{ centistoke} = 1 \text{ cst} = 0.01 \text{ st} ; \text{ st} = \frac{\text{Poise}}{\rho} ; \text{ cst} = \frac{\text{cP}}{\rho} \text{ ó } \text{cst} = \frac{\text{cP}}{\rho}$$

$$\text{o } \frac{\text{lb}}{\text{seg}} \text{ Newts} = 1.552 \times 10^{-3} \text{ c st. o ASTM-D-445-65 } \mu(P) = \rho \gamma$$

$$\text{donde } \rho = 9/\text{cm}^3; \gamma \text{ en c st, tambien } 1 \text{ c st} = 1.078 \times 10^{-5} \frac{\text{ft}^2}{\text{seg}}$$

$$\text{y } 1 \text{ c st} = 1.549 \times 10^{-3} \frac{\text{lb}}{\text{seg}} (\text{N})$$

Conversión de γ en c st a la equivalencia en S.S.U. a ASTM-D-2116

$$\begin{aligned} \gamma (\text{c st}) &= 0.226 t - \frac{195}{t} \rightarrow \begin{cases} t \text{ de } 32 \text{ a } 100 \text{ seg.} \\ T = 100^\circ\text{F} \end{cases} \\ \gamma (\text{N}) &= 0.00039 t - \frac{0.21}{t} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{o } \gamma (\text{c st}) &= 0.220 t - \frac{135}{t} \rightarrow \begin{cases} t \text{ mayor de } 100 \text{ seg.} \\ T = 100^\circ\text{F} \end{cases} \\ \gamma (\text{N}) &= 0.00039 t - \frac{0.21}{t} \end{aligned}$$

Graficamente encontramos la relación entre γ y S.S.U. en la figura 3, y datos de viscosidades en función de la temperatura en la figura 3.1

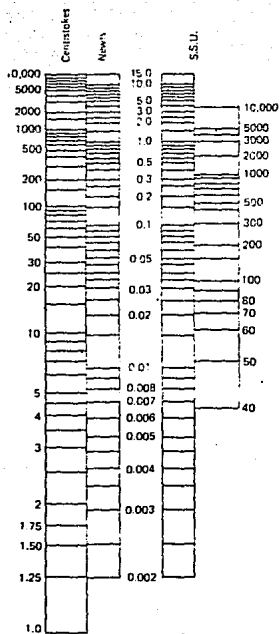


FIG. N.º 3 Conversion de viscosidades

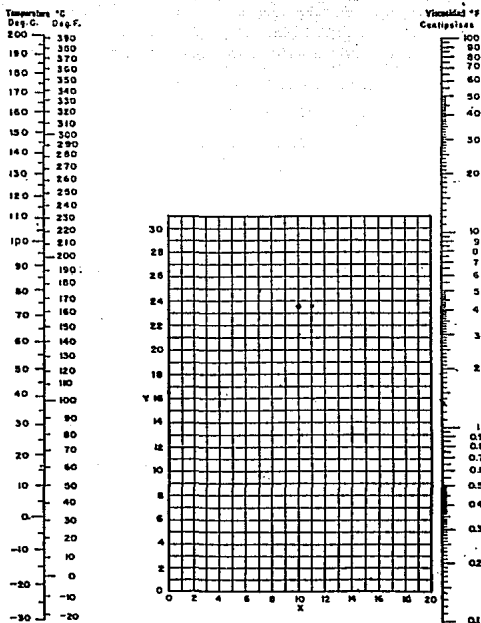


Fig 3.1 Viscosidades de Líquidos. (Perry, "Chemical Engineers' Handbook", 3a. ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1950)

VISCOSIDADES DE LIQUIDOS*
Para usarse como Coordenadas con la Fig. 3.1

| Líquido | X | Y | Líquido | X | Y |
|-------------------------|------|------|-------------------------|------|------|
| Acetaldehído | 15.2 | 4.8 | Cloruro Estánico | 13.5 | 12.8 |
| Acetato de Amilo | 11.8 | 12.5 | Cresol, meta | 2.5 | 20.8 |
| Acetato de Butilo | 12.3 | 11.0 | Dibromoetano | 12.7 | 15.8 |
| Acetato de Etilo | 13.7 | 9.1 | Dicloroetano | 13.2 | 12.2 |
| Acetato de Metilo | 14.2 | 8.2 | Diclorometano | 14.6 | 8.9 |
| Acetato de Vinilo | 14.0 | 8.8 | Difenilo | 12.0 | 18.3 |
| Acetona 100% | 14.5 | 7.2 | Eter Etilico | 14.5 | 5.3 |
| Acetona 35% | 7.9 | 15.0 | Etilbenceno | 13.2 | 11.5 |
| Agua | 10.2 | 13.0 | Etilenglicol | 6.0 | 23.6 |
| Acido Acético 100% | 12.1 | 14.2 | Fenol | 6.9 | 20.8 |
| Acido Acético 70% | 9.5 | 17.0 | Formiato de Etilo | 14.2 | 8.4 |
| Acido Butírico | 12.1 | 15.3 | Freon 11 | 14.4 | 9.0 |
| Acido Clorosulfónico | 11.2 | 18.1 | Freon 12 | 16.8 | 5.6 |
| Acido Fórmico | 10.7 | 15.8 | Freon 21 | 15.7 | 7.5 |
| Acido Isobutírico | 12.2 | 14.4 | Freon 22 | 17.2 | 4.7 |
| Acido Nítrico 95% | 12.8 | 13.8 | Freon 113 | 12.5 | 11.4 |
| Acido Nítrico 60% | 10.8 | 17.0 | Freon 114 | 14.8 | 8.3 |
| Acido Propiónico | 12.8 | 13.8 | Glicerina 100% | 2.0 | 30.0 |
| Acido Sulfúrico 110% | 7.2 | 27.4 | Glicerina 50% | 6.9 | 19.6 |
| Acido Sulfúrico 98% | 7.0 | 24.8 | Hepiano | 14.1 | 8.4 |
| Acido Sulfúrico 60% | 10.2 | 21.3 | Hexano | 14.7 | 7.0 |
| Alcohol Alílico | 10.2 | 14.3 | Hidróxido de Sodio 50% | 14.7 | 10.3 |
| Alcohol Amílico | 7.5 | 18.4 | Yoduro de Etilo | 14.1 | 11.6 |
| Alcohol Butílico | 8.6 | 17.2 | Yoduro de Propilo | 14.5 | 3.7 |
| Alcohol Etilico 100% | 10.5 | 13.8 | Isobutano | 18.4 | 16.4 |
| Alcohol Etilico 95% | 9.8 | 14.3 | Mercurio | 12.4 | 10.5 |
| Alcohol Etilico 40% | 6.5 | 18.6 | Metanol 100% | 12.3 | 11.8 |
| Acido Clorhídrico 31.5% | 13.0 | 16.6 | Metanol 40% | 7.8 | 15.5 |
| Alcohol Isobutílico | 7.1 | 18.0 | Metilcelulosa | 13.9 | 8.6 |
| Alcohol Isopropílico | 8.2 | 16.0 | Nafaleno | 7.9 | 18.1 |
| Alcohol Octílico | 6.2 | 21.1 | Nitrobenzono | 10.6 | 15.2 |
| Alcohol Propílico | 9.1 | 16.5 | Nitrotolueno | 11.0 | 17.0 |
| Amoníaco 100% | 12.6 | 2.0 | Octano | 13.7 | 10.0 |
| Amoníaco 26% | 10.1 | 13.9 | Oxalato de Dietilo | 11.0 | 16.4 |
| Anhidrido Acético | 12.7 | 12.8 | Oxalato de Dimetilo | 12.3 | 15.8 |
| Anilina | 8.1 | 18.7 | Oxalato de Dipropilo | 10.3 | 17.7 |
| Anisol | 12.3 | 13.5 | Pencloroetano | 10.9 | 17.3 |
| Benceno | 12.5 | 10.9 | Pentano | 14.9 | 5.2 |
| Bióxido de Azufre | 15.2 | 7.1 | Propano | 15.3 | 1.0 |
| Bisulfuro de Carbono | 11.6 | 0.3 | Salmuera NaCl 25% | 6.6 | 15.9 |
| Bromo | 16.1 | 7.5 | Salmuera NaCl 50% | 10.2 | 16.6 |
| Bromotolueno | 20.0 | 15.9 | Sodio | 16.4 | 13.9 |
| Bromuro de Etilo | 14.5 | 8.1 | Tetracloroetano | 11.9 | 15.7 |
| Bromuro de Propilo | 14.5 | 9.6 | Tetracloroetileno | 14.2 | 12.7 |
| n-Butano | 15.3 | 3.3 | Tetracloruro de Carbono | 12.7 | 13.1 |
| Ciclohexanol | 2.9 | 94.2 | Tetracloruro de Titanio | 14.4 | 12.3 |
| Ciclohexenoceno | 12.3 | 12.4 | Tricloruro de Arsénico | 13.8 | 16.7 |
| Cloroforpo | 14.4 | 10.2 | Tricloruro de Selenio | 13.9 | 14.5 |
| Clorotolueno, orto | 13.0 | 13.3 | Tricloruro de Sulfuro | 16.2 | 10.9 |
| Clorotolueno, meta | 13.3 | 12.5 | Tricloroetileno | 14.8 | 10.5 |
| Clorotolueno, para | 13.3 | 12.5 | Tolueno | 13.7 | 10.4 |
| Cloruro de Etilo | 14.8 | 6.0 | Turpentina | 11.5 | 14.9 |
| Cloruro de Metilo | 15.0 | 3.8 | Xileno, orto | 13.5 | 12.1 |
| Cloruro de Propilo | 14.4 | 7.5 | Xileno, meta | 13.9 | 12.1 |
| Cloruro de Sulfurilo | 15.2 | 12.4 | Xileno, para | 13.9 | 10.9 |

* De Perry, J. H. "Chemical Engineers' Handbook 2d. ed. McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1929.

Fluidos Newtonianos.

Un fluido Newtoniano es aquel donde la rapidez de corte es proporcional a la fuerza cortante, en éstos fluidos la viscosidad aparente es igual a la viscosidad absoluta la cual se conserva constante a una temperatura y una presión dada, incluso a rapidez de corte del orden de 10^5 seg^{-1}

Los fluidos Newtonianos son todos los gases, todos los líquidos puros de bajo peso molecular, así como las soluciones de concentración moderada, como ya anotamos la expresión para éstos fluidos es: de (2.2.16) $\tau_{yx} = \mu \frac{dv}{dy}$

Fluidos No Newtonianos.

Este tipo de fluidos se caracterizan por el cambio de viscosidad con la rapidez de corte ó el tiempo de aplicación del corte, los fluidos no newtonianos, se clasifican en dos clases, aquellos cuyas propiedades dependen del tiempo, (fluidos de Boltzmann), y aquellos cuyas propiedades no varían con el tiempo, las que no varían con el tiempo pueden ser: pseudoplásticos, dilatantes y plásticos de Bingham.

Fluidos Pseudoplásticos; son aquellos que su viscosidad disminuye al aumentar la rapidez del corte, esto se debe a que las macromoléculas del fluido espeso en cuestión que están arrolladas en forma aleatoria, al aplicar la fuerza cortante, y al aumen--

tar la rapidez de corte, éstas se extienden y se orientan reduciendo el esfuerzo entre capa y capa a fluir, como ejemplos de éstos fluidos que son los más numerosos tenemos: las soluciones de altos polímeros, pulpa de papel, mayonesa, fluidos biológicos, cuerpos rígidos como los virus y proteínas. Los fluidos -- pseudoplásticos se comportan como fluidos Newtonianos a baja rapidez de corte, la expresión que los rige es:

Ecuación de Ostwald-Dewaele-Mutting $\tau_{gc} = m \left(\frac{dv}{dy} \right)^n$ y $n < 1$ (2.2.18)

m = consistencia, n = índice de comportamiento del fluido
En los fluidos newtonianos $n=1$ y $m = \mu$; y la viscosidad aparente

$$\mu_a = m \left(\frac{dv}{dy} \right)^{n-1} \quad n < 1$$

Fluidos Dilatantes.

Son aquellos que aumentan su viscosidad al aumentar la rapidez de corte, éstos fluidos son por ejemplo: lechada de cal en agua, soluciones de sacarosa, suspensiones de silicato de potasio, -- etc., en éstos fluidos cuando se trata de una suspensión las -- partículas de la sustancia suspendida crecen llenando los espacios libres, su expresión es:

$\tau_{gc} = m \left(\frac{dv}{dy} \right)^n$, $n > 1$ (2.2.19)

viscosidad aparente $\mu_a = m \left(\frac{dv}{dy} \right)^{n-1}$ $n > 1$

Fluidos Plásticos de Bingham.

Son aquellos que necesitan que se les aplique una fuerza cortante mínima, arriba de la cual empiezan a fluir, su expresión es:

$$\tau_{gc} - \tau_0 g_c = \mu_B \left(\frac{dv}{dy} \right) \quad (2.2.20) \quad \text{Tambi\u00e9n la } \mu \text{ decrece con-}$$

$$\mu_a = \frac{\mu_0 \frac{dv}{dy} - \tau_0 g_c}{dv/dy} \quad \text{la rapidez de corte.}$$

Por \u00faltimo los fluidos no Newtonianos cuyas propiedades dependen del tiempo, se dividen en reop\u00e9ticos y tixotr\u00f3picos.

Los reop\u00e9ticos muestran un incremento en su viscosidad aparente.

Los tixotr\u00f3picos muestran un decremento en su viscosidad aparente.

Los fluidos no Newtonianos presentan una viscosidad aparente, - que tiene el fluido al moverse pero que cambiar\u00e1 cuando el fluido se detenga nuevamente, teniendo en muchos casos la viscosidad original

En la actualidad los fluidos no Newtonianos han adquirido gran importancia debido al desarrollo de muchos procesos, donde se obtienen muchos productos sint\u00e9ticos fluidos de \u00e9ste tipo.

La viscosidad cambia con la temperatura de acuerdo a la siguiente expresi\u00f3n: $\frac{\mu}{\mu_0} = \left(\frac{T}{T_0} \right)^n$ (2.2.21)

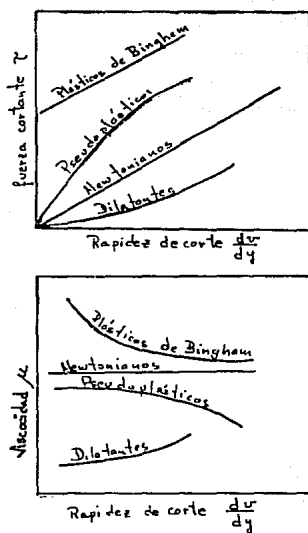
μ = viscosidad absoluta a temperatura $^{\circ}R$

= viscosidad absoluta a temperatura $32^{\circ}F$ \u2248 $492^{\circ}R$

n = constante cuyo valor fluct\u00faa entre 0.65 y 1.0

Tambi\u00e9n se puede usar la figura 3.1 para determinar la μ en funci\u00f3n de T

Fig. 4 Reogramas que muestran el comportamiento de los fluidos Newtonianos y no Newtonianos, la pendiente es $\mu \cdot \tau$



Presión de vapor.

Cuando tenemos un líquido en un recipiente abierto, éste tiende a evaporarse, es decir las moléculas de la superficie de él ven con la atracción de las moléculas que las hacen permanecer en el líquido, como consecuencia de esto la energía total del sistema disminuye produciendo un enfriamiento en el líquido. Si por otra parte cerramos el recipiente que contiene en líquido se seguirá produciendo ésta evaporación hasta alcanzar un equilibrio dinámico, es decir sobre la superficie del líquido se formará una fase gaseosa que realizará una presión (P_v), llamada presión de vapor saturado, así moléculas de la fase gaseosa pasan al seno del líquido y moléculas del líquido pasarán a la fase gaseosa estableciendo el equilibrio mencionado, si se baja la presión en el recipiente el líquido se tiende a evaporar y si se sube la presión el líquido se tiende a condensar restableciendo el equilibrio en ambos casos.

Al evaporarse un líquido, ya vimos que generalmente se enfría, para mantener la temperatura constante aplicamos calor al sistema llamándose a éste calor, calor de vaporización (ΔH_v) y es -

$$\Delta H_v = H_v - H_l$$

H_v = entalpía del vapor

H_l = entalpía del líquido.

siendo positivo para una evaporación y negativo para una con--

densación, éste calor vence la interacción entre las moléculas - pero no incrementa la temperatura del sistema, de la definición de entalpia, $\delta \Delta H_v$ representa la diferencia entre la energía interna, del vapor y el líquido, ó sea $\Delta E_v = E_v - E_l$, así el trabajo implicado en la expansión de un líquido que pasa a vapor - será $\Delta H_v = \Delta E_v + P_v \Delta V_v$, siendo P_v = presión de vapor y $\Delta V_v = V_v - V_l$ siendo V_v y V_l , el volúmen del vapor y el líquido respectivamente.

La presión de vapor aumenta con la temperatura, y se puede calcular con la ecuación de Clausius Chapoyron.

$$\log P_v = - \frac{\Delta H_v}{2.303 R} \left(\frac{1}{T} \right) + C \quad T = \text{temperatura absoluta}$$

(2.2.22) C = constante de integración

Si graficamos $\log P$ contra $1/T$ obtenemos una línea recta cuya pendiente será $m = \left(- \frac{\Delta H_v}{2.303 R} \right)$ comparando a la ecuación de una recta $y = mx + b$, y la intercepción y , $b = C$ de donde $\Delta H_v = -2.303 R m$ y si $R = 1.987 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{grado}}$, $\Delta H_v = -4.576 m \text{ cal/mol}$.

También la misma ecuación se puede aplicar en una forma alterna da de ella. $\log \frac{P_2}{P_1} = \frac{\Delta H_v}{2.303 R} \left[\frac{T_2 - T_1}{T_1 T_2} \right]$ (2.2.23) Aquí se puede calcular ΔH_v conociendo la presión de vapor a dos temperaturas.

También se puede calcular la presión de vapor a una temperatura dada conociendo ΔH_v , y la presión de vapor a una temperatura.

$$\log P_2 = \frac{\Delta H_v}{2.303 R} \left[\frac{T_2 - T_1}{T_1 T_2} \right] + \log P_1; \quad P_1 = 0.1; \quad \log \frac{\Delta H_v}{2.303 R} \left[\frac{T_2 - T_1}{T_1 T_2} \right]$$

La presión de vapor es muy importante en el flujo de fluidos y se puede determinar por métodos prácticos.

Punto de ebullición de los líquidos es la temperatura donde la presión de vapor es igual a 760 mm. Hg ó una atmósfera, ya que esta temperatura puede variar de acuerdo a la presión externa - sobre el líquido, podemos generalizar como punto de ebullición del líquido, es aquel donde la presión de vapor se iguala a la presión externa aplicada.

El cambio en el punto de ebullición producido por un cambio de presión se calcula también con la expresión (2.2.23).

$$\log \frac{P_2}{P_1} = \frac{\Delta H_v}{2.303 R} \left[\frac{T_2 - T_1}{T_1 T_2} \right] \quad \text{conociendo } \Delta H_v, T_1 \text{ y } P_1 \text{ condiciones de ebullición}$$

P_2 cambio de presión y T_2 la incógnita

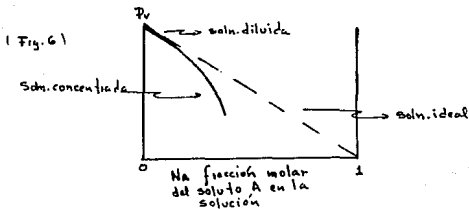
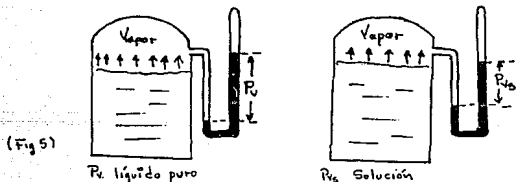
Si se desconoce ΔH_v , se aplica la regla de Trouton que establece $\Delta H_v / T_{eb} = \text{cte } T_{eb} \text{ } ^\circ\text{K}$, las constantes de Trouton aparecen en algún texto de Fisicoquímica, por ejemplo para el ácido acético, constante = $14.8 \frac{\text{cal}}{\text{mol } ^\circ\text{K}}$ y $T_{eb} = 391.3 \text{ } ^\circ\text{K}$

$$\therefore \Delta H_v = T_{eb} \times \text{cte} = 14.8 \times 391.3 = 5791 \text{ cal/mol.}$$

Presión de vapor en las soluciones.

La ley general del estado gaseoso se le denomina ley límite, debido a que todos los gases reales se comportan idealmente a medida que la presión se acerca a 0, es decir se ajustan a la mencionada ley como límite, las soluciones de manera análoga en su

comportamiento entre más diluidas están se comportan más idealmente. La solución binaria formada por un disolvente líquido volátil y uno ó más solutos no volátiles, se comporta de la siguiente manera; cuando el disolvente se encuentra puro en un recipiente cerrado a una temperatura dada, se evapora hasta producir un equilibrio entre su vapor y el propio solvente líquido, la presión ejercida por el vapor se denomina presión de vapor; si un soluto no volátil se disuelve en el líquido mencionado experimentalmente se observa que baja la presión de vapor (P_v), y medida que se agrega más soluto disminuye más la presión de vapor (fig. 6).



Se puede observar que la solución diluida se comporta como una solución ideal, en forma similar a los gases tenemos una ley límite que es la ley de Raoult que se deduce como sigue:

N_A = fracción mol del solvente en solución. N_B = fracción mol del soluto en solución.

P_A = presión de vapor del solvente. P_B = presión de vapor del soluto.

P_A = presión parcial del solvente. P_B = presión parcial del soluto.

P_T = presión total.

$P_A = P_A N_A$ y $P_T = P_A + P_B = P_A N_A + P_B N_B$ (2.2.24) Pero si B es no volátil
 $P_B = P_B N_B$ $P_T = P_A N_A$ ecuación

(2.2.25) ley de Raoult que establece que la presión de vapor parcial de un componente volátil en una solución, es igual a la presión de vapor del componente puro por su fracción molar en la solución.

En función del soluto tenemos: $P_T = P_A N_A$ pero $N_A + N_B = 1$ y $N_A = 1 - N_B$

$$\therefore P_T = P_A (1 - N_B) = P_A - P_A N_B \quad (2.2.26)$$

En el caso de que los dos componentes sean volátiles, tenemos en función del componente B de (2.2.24)

$$P_T = P_A N_A + P_B N_B = P_A (1 - N_B) + P_B N_B = (P_B - P_A) N_B + P_A \dots (2.2.27)$$

conociendo P_A , P_B y B calculamos la presión de vapor total.

La ley de Raoult es la ley límite de las soluciones y por esto se aplica para soluciones ideales, y soluciones reales diluidas,

así la presión de vapor varía con la temperatura pero no con la composición ó presión total.

En ciertos sistemas la ley de Raoult no se aplica y podemos aplicar la ley de Henry $N_{A,v} = K_A N_{A,l}$

$N_{A,v}$ = fracción mol del componente A en el vapor.

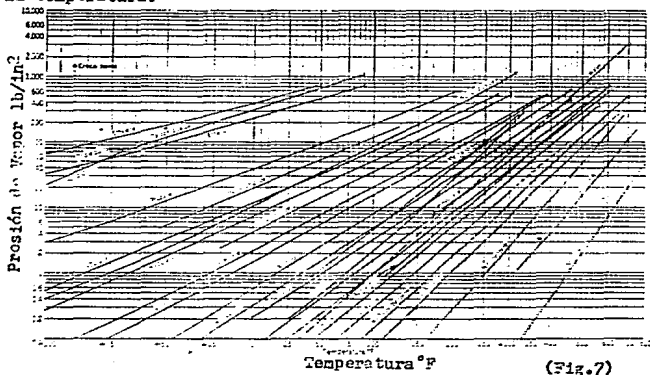
Generalmente, gases en agua

$N_{A,l}$ = fracción mol del componente A en el líquido.

K_A = constante experimental.

En flujo de fluidos lo que en realidad necesitamos saber es la presión de vapor de un líquido ó de una solución.

En la fig. 7 aparecen datos de presiones de vapor en función de la temperatura.



2.3 VARIABLES IMPORTANTES EN EL MANEJO DE FLUIDOS

Para realizar un trasiego de un líquido, debemos de tener en -- primer lugar el conocimiento de las principales propiedades de dicho líquido como son: la densidad, la viscosidad, la presión de vapor y la naturaleza química del mismo, así como el tipo de líquido tratándose de una dispersión, ya que puede tener sólidos disueltos ó ser corrosivo. En segundo lugar debemos de conocer otras variables que son las de operación como son: la temperatura y P de operación, el gasto a manejar, la velocidad y además tener equipo para realizar el traslado del líquido como son los tanques de almacenamiento, las bombas disponibles para la operación, así como las tuberías e instrumentos del circuito a recorrer.

Como se puede ver, la operación unitaria de manejo de fluidos es compleja ya que intervienen en ella gran cantidad de variables relacionadas entre si. En el manejo de fluidos es necesario como ya dijimos las variables y conceptos relacionados con la operación unitaria.

Densidad.

Como ya establecimos en el capítulo anterior la densidad ρ , y se puede determinar fácilmente en el líquido. También algunas -

veces el peso específico

Presión de Vapor.

También ya se discutió bastante de ésta propiedad en el capítulo anterior, es importante mencionar que en el manejo de fluidos la presión de operación nunca debe ser menor a la presión de vapor del líquido, ya que si ésto sucede el líquido se vaporiza produciendo el fenómeno de cavitación en la bomba, e interrumpiendo el flujo.

Viscosidad.

También ya hablamos de ella, pero podemos agregar que los líquidos de tipo Newtoniano, serán los que se manejen en ésta práctica e incluyen a los líquidos puros, en particular aquellos que no tienen moléculas largas, las soluciones diluidas, las suspensiones de partículas esféricas en algún líquido, las dispersiones finas, etc. éstos últimos sistemas llamados pseudohomogéneos, de acuerdo a su comportamiento al flujo tenemos lo siguiente:

| FASE SIMPLE | MULTIFASE | (gas-liq; liq-liq; liq-sólido) |
|-------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------|----------------------------------------|
| Verdaderamente homogénea | Dispersión fina Pseudohomogénea Flujo laminar Flujo turbulento | Heterogénea |
| Comportamiento al flujo como un solo fase | sólo flujo turbulento | Comportamiento al flujo como multifase |

Hay que mencionar que en los últimos años los fluidos no newtonianos han adquirido gran importancia, ya que se han sintetizado muchos productos de interés industrial que caen en ésta clasificación.

Temperatura

La temperatura de operación es importante ya que existen fluidos que para fluir normalmente en un equipo requieren cierta temperatura, como por ejemplo algunos fluidos con sólidos disueltos, que se hacen más fluidos a cierta temperatura, es importante también la temperatura ya que afecta a la densidad y a la presión de vapor.

Presión

La presión de operación no es de menos importancia que las variables anteriores.

En flujo de fluidos se manejan tres tipos de presiones que son: la absoluta, la barométrica y la manométrica, así como el vacío. De acuerdo al nivel de referencia tenemos lo siguiente:

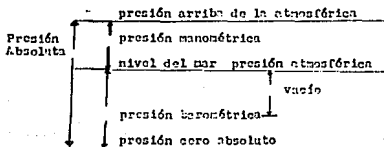


Fig. 8

Presión absoluta, es toda presión arriba del cero absoluto - - - (Psia).

Presión barométrica es la presión atmosférica y depende de la altitud y el clima (Psi).

Presión manométrica ó de columna, es aquella presión mayor a la atmosférica (Psig).

Así la presión absoluta = P barométrica + manométrica

A nivel del mar ----- Psia = Psig + 14.7 $\frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$

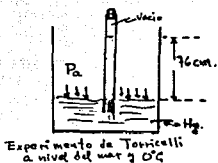
En el D.F. Psia = Psig + 11.31 lb/in²

Psia = psi + psig, vacío cualquier presión abajo de la atmosférica.

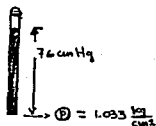
Aunque normalmente en flujo de fluidos se trabaja con presiones de columna (cabeza) también se emplea la presión absoluta.

Relación entre la columna ó cabeza hidráulica y la presión.

Cabeza ó columna hidráulica, es la altura en metros (m), pies - (ft), ó pulgadas (in), a la que un líquido puede ser elevado por una presión dada dentro de un ducto ó tubería; o la presión que ejerce una columna de líquido contenido en un tubo vertical, -- sobre la superficie horizontal del fondo del tubo: ejemplo: el experimento de Torricelli Fig. 9

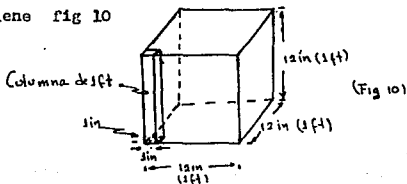


(Fig 9)



Así la presión atmosférica es de una cabeza de 76 cm. de Hg, ó sea una columna de 76 cm. de mercurio de alto ejerce en el fondo del tubo una presión de 1 Kg/cm^2 ó 14.7 lb/in^2

La relación que existe entre la cabeza hidráulica y la presión - la tenemos como sigue: la presión P se define como $P = \frac{F}{A}$ donde P = presión, F = fuerza, A = área. De tal manera que si un recipiente cuadrado de 1 ft^3 de capacidad se llena con agua tendremos: Peso específico del agua 62.4 lb/ft^3 ; base del recipiente 1 ft por lado ó sea 12 in por lado, de manera que la presión que soporta cada pulgada cuadrada de la base será $P = \frac{F}{A}$ ó $P = F/A = \frac{62.4 \text{ lb/ft}^3 \times 1 \text{ ft}^3}{144 \text{ in}^2} = 0.433 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$ cuando el volumen es de 1 ft^3 , en otras palabras una columna de agua de un ft de alto, realiza una presión de 0.433 lb/in^2 en cada in^2 de base del recipiente que la -- contiene fig 10



De tal manera que tenemos:

$P = 0.433 \text{ lb/in}^2$ por cada ft de altura, y para h ft, - - -

$P = h \times 0.433$ (2.3.1) y $h = P/0.433$ ó $h = 2.31 \times P$ (2.3.2)

h en ft de agua. Para otros fluidos que no sea agua y por lo ---
tanto tengan densidad ó peso específico diferente, incluiremos -

la gravedad específica S_g y tendremos: $P = F/A = S_g \times 62.4/A$

Ya que $S_g = \frac{\rho}{\rho_{H_2O}}$ y $\rho = S_g \times \rho_{H_2O}$ así: $P = \frac{S_g \times 62.4}{144} = 0.433 \times S_g$ por ft
y para h ft $P = 0.433 S_g \times h$ (2.3.3) de donde $h = \frac{P \times 2.31}{S_g}$; P en $\frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$ y h en ft
de fluido en cuestión cc (2.3.4)

Unidades de presión

$P = F/A$; lb/in^2 ; N/m^2 ; kg/cm^2 ; kg/m^2 ; dinas/cm^2 ; mmHg , atm .

Factores de conversión de la presión.

$1 \text{ kg/cm}^2 = 14.2 \text{ lb/in}^2$; $1 \text{ atm} = 14.696 \text{ lb/in}^2 = 1.0108 \times 10^5 \text{ N/m}^2$

$1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg} = 1.01325 \times 10^6 \text{ dinas/cm}^2$

Unidades de cabeza ó columna hidráulica.

h ; ft, in, m, cm.

Factores de conversión de cabeza ó columna hidráulica.

$1 \text{ atm} = 760 \text{ mm Hg} = 10.3 \text{ m H}_2\text{O} = 33.91 \text{ ft H}_2\text{O} = 29.921 \text{ in de Hg}$

Gasto hidráulico (Q), podemos definirlo como la cantidad de líquido que pasa a través del área de un ducto ó tubería en la unidad de tiempo, ésta variable es muy importante y sus unidades son: $Q = \text{volúmen/tiempo} = V/t$ (2.3.5) así tenemos:

$Q = ft^3/seg; galones/seg; m^3/seg; l/seg; cm^3/seg; etc.$

Ahora si se conoce la velocidad y el área del ducto tenemos:

$$Q = V \times A = \frac{ft}{seg} \times ft^2 = \frac{ft^3}{seg} \quad (2.3.6) \quad \text{o si } A = \pi r^2 \quad Q = V \times \pi r^2 \quad \text{pero } r \text{ en in}$$

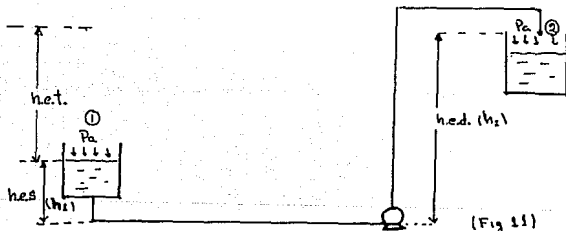
$$Q = \frac{ft}{seg} \times in^2 \times \frac{12 in}{1 ft} \times \frac{60 seg}{1 min} \times \frac{1 gal}{231 in^3} = 3.1168 \approx 3.12 \text{ asi } Q = A \times V \times 3.12 \text{ gal/min} \quad (2.3.6.a)$$

Factores de conversión del gasto:

$$Q \text{ en gal/min} \times 2.228 \times 10^{-3} = \frac{ft^3}{seg} ; \quad Q \frac{l}{min} \div 3.785 = \frac{gal}{min}$$

$$Q \text{ en gal/min} \times 0.2271 = \frac{m^3}{hr} ; \quad Q \frac{l}{min} \times 0.03531 = \frac{ft^3}{seg}$$

Para manejar un fluido y en particular un líquido, es importante conocer aparte de las variables mencionadas, algunos conceptos -- que se refieren a la instalación del equipo de bombeo, como son:



Cabeza total es la presión disponible en la descarga de una bomba y representa la energía total proporcionada por la bomba al fluido, la cabeza es independiente al fluido bombeado siempre y cuando ésta opere con una misma rapidez de rotación y una capacidad igual, la cabeza total es la diferencia entre la cabeza de descarga menos la cabeza de succión.

La cabeza se mide en metros ó pies de fluido de acuerdo a la relación (2.3.4).

$h = \frac{P \times 2.31}{Sg}$; h = cabeza en ft ; P = presión lb/in² ; Sg = gravedad esp.

También en términos de presión $P = h \times Sg / 2.31$, lb/in² (psi), ó en función de lb_f -ft/lb , que son unidades de energía y que se obtienen de incluir el factor g_c .

Cabeza estática de succión (h.e.s.) es la distancia vertical en pies ó metros entre el nivel del líquido de succión y el eje central de la bomba. (Fig.11).

Cabeza estática de descarga (h.e.d.) es la distancia vertical en pies ó en metros, entre el nivel del líquido que se descarga y el eje central de la bomba. (Fig.11)

Cabeza de fricción (h_f) se refiere a las pérdidas por fricción en tuberías de accesorios de la energía del líquido, en su trayecto del punto de succión al de descarga, siendo h_{fs} en la succión y h_{fd} en la descarga.

Cabeza de velocidad (h_v) se refiere a la cabeza por concepto de velocidad al circular el fluido de un punto a otro.

Cabeza de presión (h_p) se refiere a la presión sobre la superficie del líquido que puede haber tanto en la succión como en la descarga, h_{ps} cabeza de presión en la succión; h_{pd} cabeza de pre

sión en la descarga.

Cabeza total de succión (h_s) $h_s = h.e.s. - h_{f_s} + h_{p_s} + h_v$ (2.3.7)

en caso de que la presión P_s sea diferente a la atmosférica.

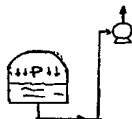
Cabeza total de descarga (h_d), $h_d = h.e.d. + h_{f_d} + h_{p_d}$ (2.3.8), en caso de que la presión P_d sea diferente a la atmosférica.

P_s = presión en el tanque de succión

P_d = presión en el tanque de descarga

Cabeza estática total (h.e.t), $h.e.t. = h.e.d. - h.e.s.$ (2.3.9)

Cabeza total $H_T = h_d - h_s$ cuando el tanque de alimentación se encuentra abajo del nivel de referencia de la bomba. (Fig.12)



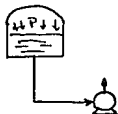
(Fig.12)

$$h_s = -h.e.s. - h_{f_s} + h_{p_s} \quad \text{y} \quad h_d = h.e.d. + h_{f_d} + h_{p_d}$$

$$H_T = h_d - h_s = h.e.d. + h_{f_d} + h_{p_d} - [-h.e.s. - h_{f_s} + h_{p_s}]$$

$$H_T = h.e.d. + h.e.s. + h_{f_d} + h_{f_s} + h_{p_d} - h_{p_s} \quad (2.3.10)$$

Cuando el tanque de alimentación se encuentra arriba del nivel de referencia de la bomba (Fig.13)



$$h_s = h.e.s. - h_{f_s} + h_{p_s} \quad \text{y} \quad h_d = h.e.d. + h_{f_d} + h_{p_d}$$

$$H_T = h_d - h_s = h.e.d. + h_{f_d} + h_{p_d} - [h.e.s. - h_{f_s} + h_{p_s}]$$

$$H_T = h.e.d. - h.e.s. + h_{f_d} + h_{f_s} + h_{p_d} - h_{p_s} \quad (2.3.11)$$

También existen pérdidas en la entrada del fluido a la tubería de succión y en la salida de descarga, que normalmente son pequeñas-

comparadas con la carga total del sistema y algunas veces se desprecian. Estas variables son muy importantes en el manejo de flujos de manera que las identificaremos al realizar el balance de energía general en las ecuaciones del flujo de fluidos, que para casos ideales son dos: la ecuación de continuidad, que es un balance de materiales y la ecuación de Bernoulli que es un balance de energía.

2.4 ECUACION DE CONTINUIDAD

En el manejo de fluidos existen dos ecuaciones que son la base teórica: la ecuación de continuidad y la ecuación de Bernoulli. Ecuación de continuidad, ésta ecuación es un balance de materiales para un fluido que circula en una tubería y ésta cambia de diámetro, se aplica para régimen permanente ó sea en el que no hay acumulación, y las propiedades de fluido se conservan sin cambio conforme transcurre el tiempo de bombeado. (Fig.14)



(Fig.14)

$$m_e = m_s + m_a \dots (2.4.1)$$

Ecuación de Continuidad, -

donde: m_e = masa que entra/tiempo. m_s = masa que sale -

en la unidad de tiempo. m_a = masa acumulada en la unidad de tiempo.

En función del área y la velocidad el gasto $Q = A \times U$ y la masa $m = Q \times \rho$; donde Q es el gasto hidráulico y m es el gasto másico, así en un sistema a régimen continuo $m_a = 0$ y por lo tanto $m_e = m_s$ ó sabiendo que $m = A \times U \times \rho$ tenemos que:

$$A_1 \times U_1 \times \rho = A_2 \times U_2 \times \rho \quad \text{pero la } \rho \text{ es constante } \therefore A_1 U_1 = A_2 U_2 \quad (2.4.2)$$

Unidades: Sistema Inglés

Sistema Técnico

$$ft^2 \times ft/seg \times lb/ft^3 = lb/seg$$

$$m^2 \times m/seg \times kg/m^3 = Kg/seg$$

2.5 ECUACION DE BERNOULLI

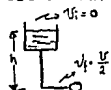
La ecuación de Bernoulli, es una ecuación que sólo se aplica para fluidos ideales, es decir aquellos donde la viscosidad no interfiere con el flujo, no existiendo esfuerzos cortantes ó transporte de momentum a la pared del tubo que conduce el fluido.

La ecuación de Bernoulli es un balance de energía entre una succión y una descarga de un líquido, considerando sólo la energía mecánica. Si realizamos un balance de energía en el sistema de la figura 1, tenemos que existen las siguientes formas de energía:

Energía interna (E) que es una propiedad intrínseca de la materia considerada como la energía cinética y potencial interna del fluido.

Energía potencial externa (E_h) se debe a la fuerza que ejerce el centro de gravedad de un líquido que se encuentra colocado a una altura h del nivel de referencia. $E_h = mgh$ (2.5.1)

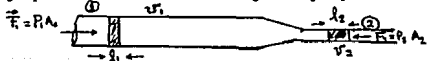
Energía cinética externa (E_c) es la energía que posee un líquido al moverse a una velocidad . Cuando un líquido baja en caída libre a través de una distancia h tenemos lo siguiente:



$\bar{v} = \frac{d}{t}$ ó $\bar{v} = \frac{h}{t}$, así $t = \frac{h}{\bar{v}}$ pero $\bar{v} = \frac{v}{2} \therefore t = \frac{h}{\frac{v}{2}} = \frac{2h}{v} \dots (1)$
 pero $a = \frac{v_f - v_i}{t}$ así $g = \frac{v_f - v_i}{t}$ caída libre $v_i = 0$ y $g = \frac{v_f}{t} \dots (2)$
 (1) en (2) $g = \frac{v}{\frac{2h}{v}} = \frac{v^2}{2h}$ y $g \cdot h = \frac{v^2}{2} \dots (3)$
 $\therefore E_h = mgh$ y sust (3) $E_c = m \frac{v^2}{2}$ (2.5.2)

Vemos que la energía potencial se convierte en energía cinética al moverse el fluido, pero la suma de ambas en un punto es constante.

Energía de presión (E_p), la energía de presión se debe a la energía que lleva el fluido al ser introducido al sistema, ésta energía es la fuerza ejercida por el fluido desde el punto de entrada, tantas veces la distancia a través de la cual actúa, y la distancia a través de la cual actúa la fuerza es igual al volumen específico del material entre el área del ducto en el punto de entrada, por lo tanto el trabajo neto realizado por el fluido será: $E_p = (P_1 - P_2)V$, considerando el movimiento del fluido de un punto al otro de la tubería, la energía para mover el fluido y que realice éste trabajo la proporciona la bomba.



$$\begin{aligned} \text{Trabajo sobre el sistema} &= F_1 l_1 = P_1 A_1 l_1 & \therefore \text{Trabajo neto sobre el sistema} &= \\ \text{Trabajo por el sistema} &= F_2 l_2 = P_2 A_2 l_2 & &= P_1 A_1 l_1 - P_2 A_2 l_2 \end{aligned}$$

pero $A_1 l_1 = A_2 l_2 = \text{Volumen}$ así $E_{P_1} = P_1 V_1$ y $E_{P_2} = P_2 V_2$ o $E_{P_1} = (P_1 - P_2)V$ en función de la densidad $E_{P_1} = (P_1 - P_2) \left(\frac{m}{g} \right)$ (2.5.4) (2.5.3)

También encontramos energía de superficie, energía eléctrica y magnética que por ser tan pequeñas se desprecian.

Por otra parte la energía que intercambia el sistema con sus alrededores es el calor Q' , que recibe y el trabajo W_f que realiza.

Al realizar el balance de energía tendremos lo siguiente:

En la succión

En la descarga

$$m_1 E_1 + \frac{m_1 V_1^2}{2} + m_1 g h_1 + \frac{m_1 P_1}{\rho} + m_1 Q' = m E_2 + m \frac{V_2^2}{2} + m g h_2 + \frac{m P_2}{\rho} + m w_f \quad (2.5.5)$$

En función del volúmen específico $V = m/\rho$

$$m E_1 + \frac{m V_1^2}{2} + m g h_1 + m P_1 V_1 + m Q' = m E_2 + \frac{m V_2^2}{2} + m g h_2 + m P_2 V_2 + m w_f \quad (2.5.6)$$

Introduciendo el factor g_c que es un factor de proporcionalidad de la ley de Newton, para obtener unidades de fuerza, e introduciendo el factor α que es un factor de corrección de la energía cinética y es función del tipo de flujo, y por lo tanto del Reynolds teniendo valores entre .5 para flujo laminar y aproximadamente 1 para flujo turbulento, tendremos la ecuación por unidad de masa siguiente:

$$E_1 + \frac{V_1^2}{2\alpha g_c} + \frac{g h_1}{g_c} + P_1 V_1 + Q' = E_2 + \frac{V_2^2}{2\alpha g_c} + \frac{g h_2}{g_c} + P_2 V_2 + w_f \quad (2.5.7)$$

Donde la energía interna (E) y el factor referente a la energía de presión PV son propiedades intrínsecas de la materia, y la energía interna sólo se puede calcular en función de dos estados termodinámicos diferentes, es decir en función de incrementos -- por lo tanto tenemos $H = E + PV$ ó $\Delta H = \Delta E + P(V_2 - V_1)$ aplicando a (2.5.7) tenemos: $\Delta H + \Delta \frac{V^2}{2\alpha g_c} + \Delta \left(h \frac{g}{g_c} \right) = Q' - w_f$ (2.5.8) donde $\Delta H = \int_{T_1}^{T_2} C_p dT$; H = cambio de entalpia C = capacidad calorífica a presión constante. T_1 , T_2 , son las temperaturas inicial y final.

Los procesos de flujo de fluidos, generalmente son en condiciones isotérmicas por lo que sólo tomamos en cuenta la energía mecánica, ya que $Q' = 0$, $W_f = 0$; y $\Delta E = 0$, y como se trata de líquidos que son incompresibles el cambio de volumen es muy pequeño por lo que la ecuación (2.5.7) se convierte en:

$$\frac{V_1^2}{2\alpha g_c} + h_1 \frac{g}{g_c} + P_1 V_1 = \frac{V_2^2}{2\alpha g_c} + h_2 \frac{g}{g_c} + P_2 V_2 \quad (2.5.9) \text{ Ecuación de Bernoulli.}$$

Con unidades $\text{ft} \times \text{lb}/\text{lb}$ en el sistema inglés, y $\text{m} \times \frac{\text{kg}}{\text{kg}}$ en el sistema métrico.

Empleando el concepto de cabeza hidráulica y con las unidades -- congruentes en el sistema inglés tenemos lo siguiente: si $W = mg$

$$m = \frac{W}{g} \therefore \frac{mV_1^2}{2\alpha} + mgh_1 + \frac{P_1 \times 2.31'}{Sg} = \frac{mV_2^2}{2\alpha} + mgh_2 + \frac{P_2 \times 2.31'}{Sg} \quad (2.5.10) \text{ y } \bar{.}$$

$\frac{WV_1^2}{2\alpha g} + wh_1 + \frac{P_1 \times 2.31'}{Sg} = \frac{WV_2^2}{2\alpha g} + wh_2 + \frac{P_2 \times 2.31'}{Sg}$, y por unidad de peso tenemos:

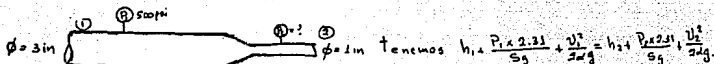
$$\frac{V_1^2}{2\alpha g} + h_1 + \frac{P_1 \times 2.31'}{Sg} = \frac{V_2^2}{2\alpha g} + h_2 + \frac{P_2 \times 2.31'}{Sg} \quad \text{y } H_T = \bar{.}$$

$$H_T = h_2 - h_1 \therefore H_T = \frac{V_1^2}{2\alpha g} + h_2 + \frac{P_2 \times 2.31'}{Sg} - \left[\frac{V_2^2}{2\alpha g} + h_1 + \frac{P_1 \times 2.31'}{Sg} \right] \text{ así}$$

$$H_T = (V_1^2 - V_2^2)/2\alpha g + h_2 - h_1 + (P_2 - P_1) \times 2.31'/Sg \quad (2.5.11) \text{ donde la } P \text{ es}$$

está en psi, en ft/seg y h en ft por lo que la cabeza total H_T resulta en ft de fluido, ésta expresión es la que aplicaremos en el trabajo práctico de ésta tesis. Ejemplo de aplicación: por una tubería fluyen 300 gal/min, si el diámetro es de tres pulgadas y luego se reduce a 1 pulgada, siendo la presión en el tubo de 3 in de 500 psi. ¿ Cual será la presión en el tubo de 1" pulgada ?

$$Sg = .91$$



4 $\alpha = 1$; $h_1 = h_2 \therefore \frac{P_1 \times 2.31}{S_g} + \frac{V_1^2}{2g} = \frac{P_2 \times 2.31}{S_g} + \frac{V_2^2}{2g}$ de donde.

$$P_2 = \frac{(P_1 \times 2.31 / S_g + V_1^2 / 2g - V_2^2 / 2g) S_g}{2.31} \therefore P_2 = P_1 + \frac{V_1^2 S_g}{2g \times 2.31} - \frac{V_2^2 S_g}{2g \times 2.31} \text{ y } g = 32.2 \frac{\text{ft}}{\text{seg}^2}$$

$$P_2 = 500 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} + \frac{0.91 \times V_1^2}{148.764} - \frac{0.91 \times V_2^2}{148.764} \text{ y de } (2.3.6') Q_{g \text{ de } m_1} = V \times A \times 3.12 \text{ tenemos.}$$

$$V_1 = \frac{Q}{A \times 3.12} = \frac{300}{7.065 \times 3.12} = 13.2 \frac{\text{ft}}{\text{seg}} \text{ y } V_2 = \frac{300}{0.785 \times 3.12} = 122.49 \text{ f/seg. así:}$$

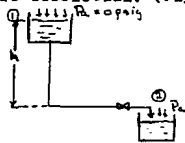
$$P_2 = 500 + \frac{0.91 (13.2)^2}{148.7} - \frac{0.91 (122.49)^2}{148.7} = 500 + 1.072 - 101 = 399.57 \text{ psi}$$

aplicando (2.5.9) con α y g_c tenemos $\alpha = 1$ $g_c = 32.17 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}}{\text{lb} \cdot \text{seg}^2}$
 y $V = \frac{W}{S}$ por unidad de masa, y $S = S_g \times \rho_{\text{liq}} = 0.91 \times 62.3 = 56.69 \text{ lb/ft}^3$

$$\frac{P}{S_1} + \frac{V_1^2}{2g_c} + h_1 \frac{g}{g_c} = \frac{P_2}{S_2} + \frac{V_2^2}{2g_c} + h_2 \frac{g}{g_c}, \text{ donde } h_2 = h_1 \text{ y } S_1 = S_2 = 56.69 "$$

$$\therefore P_2 = P_1 + \frac{S \times V_1^2}{2g_c} - \frac{S \times V_2^2}{2g_c} = 500 + \frac{56.69 \times (13.2)^2}{2 \times 32.17 / 144} - \frac{56.69 \times (122.49)^2}{2 \times 32.17 / 144} = 403 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

A menudo tenemos la necesidad de hacer que un fluido líquido baje por gravedad, como en algunos laboratorios farmacéuticos, que en el primer piso se encuentra el líquido de proceso y en la planta-baja los tanques dosificadores para envasar, por lo tanto en estos casos se emplea el flujo por gravedad y la ecuación que se aplica proviene de la ecuación de Bernoulli y se llama el teorema de Torricelli. (Fig.15) Realizando un balance entre el punto 1 y



2, tenemos lo siguiente:

$$\frac{V_1^2}{2g} + h_1 \cdot \frac{P_1 \times 2.31}{S_g} = \frac{V_2^2}{2g} + h_2 + \frac{P_2 \times 2.31}{S_g} \text{ pero:}$$

$$V_1 = 0, P_1 = P_2 \text{ y } h = h_1 - h_2 \therefore h = \frac{V_2^2}{2g}, \text{ y } V_2^2 = 2gh$$

$$\text{y } V_2 = \sqrt{2gh} \quad (2.5.12) \text{ Teorema de Torricelli}$$

Conociendo el volúmen del tanque 1, podemos calcular el gasto y por lo tanto el tiempo en que el fluido pasará hacia el tanque 2 por otra parte $Q = A \times U \times 3.12$ en gal/min., de donde $U = Q/A \times 3.12$ e igualando a la ecuación de Torricelli $Q/A \times 3.12 = \sqrt{2gh}$ entonces $Q = A \times 3.12 \times \sqrt{2gh}$ (2.5.13), ésta ecuación se aplica para calcular gastos de flujos ideales ó sea sin tomar en cuenta las pérdidas por fricción ocasionadas por el movimiento del fluido y la consecuente fricción con la tubería y accesorios que lo conducen.

2.6 MANEJO DE FLUIDOS REALES : Tuberías, Accesorios y Bombas.

Para aplicar la ecuación de Bernoulli en casos reales se necesita calcular las pérdidas de energía por fricción, es decir que de acuerdo a la ecuación de Bernoulli (2.5.9)

$$\frac{V_1^2}{2\alpha g_c} + h_1 \frac{g}{g_c} + P_1 V_1 = \frac{V_2^2}{2\alpha g_c} + h_2 \frac{g}{g_c} + P_2 V_2$$

Cuando se maneja un fluido incompresible el miembro derecho de la ecuación (descarga) siempre es menor al miembro izquierdo de la misma, por el factor correspondiente a las pérdidas de energía de fricción entre el fluido y el sistema, convirtiéndose esta energía en calor, por lo que la ecuación queda ahora como:

$$\frac{V_1^2}{2\alpha g_c} + h_1 \frac{g}{g_c} + P_1 V_1 = \frac{V_2^2}{2\alpha g_c} + h_2 \frac{g}{g_c} + P_2 V_2 + h_f ; h_f = \text{fricción total} = h_{f1} + h_{f2}$$

El significado práctico de la fricción es aparente pues tenemos

que: $\textcircled{1} \frac{V_1^2}{2\alpha g_c} = \frac{V_2^2}{2\alpha g_c}$; $h_1 = h_2$; $V_1 = V_2$ $\therefore V(P_1 - P_2) = h_f$ pero si $P_1 = P_2$ $h_f = 0$

y no existiría el flujo, ya que para que haya flujo necesita existir un gradiente de presión. En sistemas reales donde $h_f > 0$; $P_1 > P_2$ pero decrece en cuanto se mueve el fluido en dirección al flujo, para reponer esta presión se tiene la bomba, equipo que incrementa la energía del fluido y que trabaja con cierta eficiencia. La energía proporcionada por la bomba W_f , aparece en el lado derecho de la ecuación (2.5.7), así:

$$E_1 + \frac{V_1^2}{2\alpha g_c} + h_1 \frac{g}{g_c} + P_1 V_1 + Q' = E_2 + \frac{V_2^2}{2\alpha g_c} + h_2 \frac{g}{g_c} + P_2 V_2 + W_f$$

pero como el fluido al circular por la tubería, parte de su energía se pierde por fricción convirtiéndose en calor, entonces tenemos lo siguiente: $Q_a = Q' + h_f$ ∴ $Q' = Q_a - h_f$, donde Q_a = calor absorbido por el fluido; Q' = calor que recibe el fluido; h_f = fricción

$$\therefore E_1 + \frac{V_1^2}{2\alpha g_c} + h_1 \frac{g}{g_c} + P_1 V_1 + Q_a - h_f = E_2 + \frac{V_2^2}{2\alpha g_c} + h_2 \frac{g}{g_c} + P_2 V_2 + W_f \quad (2.6.1)$$

en condiciones isotérmicas $Q_a = 0$ y $E_1 = E_2$ ∴ $\Delta E = 0$

$$\therefore \frac{V_1^2}{2\alpha g_c} + h_1 \frac{g}{g_c} + P_1 V_1 - h_f = \frac{V_2^2}{2\alpha g_c} + h_2 \frac{g}{g_c} + P_2 V_2 + W_f \quad (2.6.1a)$$

$$\therefore \Delta \frac{V^2}{2\alpha g_c} + \Delta h \frac{g}{g_c} + \Delta(PV) = -W_f - h_f \quad \therefore -W_f = \Delta \left(\frac{V^2}{2\alpha g_c} \right) + \Delta H \left(\frac{g}{g_c} \right) + \Delta(PV) + h_f \quad (2.6.1b)$$

La ecuación (2.6.1), (2.6.1a) y (2.6.1b) se pueden emplear para calcular la energía que se requiere, para mover un líquido del punto 1 al 2 (Fig. 11), y el signo menos de W_f indica que el fluido está recibiendo energía de la bomba, si el signo fuera positivo lo contrario. $-W_f = W_j + h_f$; W_j = trabajo que realiza el fluido (2.6.1c)

En función de la cabeza hidráulica, la energía que proporciona la bomba será la siguiente: $H_T = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2\alpha g} + (h_2 - h_1) + \frac{(P_2 - P_1)(1.31)}{S_g} + h_f \quad (2.6.2)$

Para pasar de H a W_f multiplicamos por g/g_c

La potencia hidráulica la podemos calcular con: $Pot_h = -W_f \times m \quad (2.6.3)$

donde W_f en $\frac{ft \cdot lb_f}{lb}$ y m en $\frac{lb}{sq}$ ∴ Pot_h en $\frac{ft \cdot lb_f}{sq}$ ÷ 550 = H.P. ó

$$Pot_h = -W_f \times Q \times g; \quad Q \text{ en } \frac{ft^3}{seg.} \quad g \text{ en } \frac{lb_f}{ft^3} \quad (2.6.3a) \quad \text{ó} \quad Pot_h = W_f \frac{g}{g_c} \times Q \times g \quad (2.6.3b)$$

La potencia que desarrolla el motor de la bomba (potencia al freno, se calcula con: $Pot_f = V \times I \times \sqrt{3} \quad F; \quad (2.6.4)$ V (Volts), I (Ampere.)
F = factor de potencia (Tronómica)

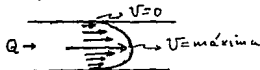
La eficiencia se calcula con: $\eta = \frac{Pot_h}{Pot_f} \times 100 \dots \quad (2.6.4a)$

Para poder calcular la fricción en un sistema de manejo de flujo de fluidos necesitamos, conocer algunas variables más, aparte de las ya estudiadas, en primer lugar tenemos el número de Reynolds que se define como: $Re = \frac{D \bar{U} \rho}{\mu}$ (2.6.5) es decir el Reynolds es - función de la velocidad \bar{U} la densidad ρ la viscosidad μ y el diámetro D del tubo por donde fluye el líquido.

Empleando el sistema inglés: D en ft, \bar{U} en ft/seg, μ en lb/ft seg ρ en lb/ft³, como ya estudiamos: $\nu = \frac{\mu}{\rho} \therefore Re = \frac{D \bar{U}}{\nu}$ donde

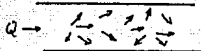
ν = viscosidad cinemática en $\frac{in^2}{seg}$ Newts. y si D en in $Re = \frac{12 D \bar{U}}{\nu}$ (2.6.6), $\nu = \frac{cP \times 6.22 \times 10^{-4}}{\rho (15/11)}$

Como anotamos el Reynolds depende de \bar{U} , ρ , D , μ y desde luego de la temperatura (ρ, μ) y es el parámetro que nos servirá para saber cuando un fluido se mueve con flujo laminar ó flujo turbulento. El flujo laminar se caracteriza por el desplazamiento de las capas de fluido unas sobre otras a manera de láminas y forma dentro del tubo un perfil parabólico. El factor de la energía cinética vale 0.5, en éste flujo, y prevalece la viscosidad del fluido, es a baja velocidad flujo viscoso.



El flujo turbulento se caracteriza por el movimiento desorganizado del líquido, formando paquetes moleculares que chocan unos --

con otros, y llevando direcciones aleatorias, flujo a velocidad alta.



La velocidad crítica para poder distinguir entre los dos flujos es función del número de Reynolds (Re) para valores abajo de -- 2000 es flujo laminar y entre 2000 y 4000 es la velocidad crítica, para valores arriba de 4000 es flujo turbulento y la viscosidad del fluido se rompe, para trabajar éste fluido se emplean ecuaciones empíricas.

Fórmula para calcular la pérdida de energía por fricción en tuberías.

Fórmula de Darcy-Weisbach flujo laminar y Hagen y Poseville

$$h_f = f' \times \frac{L}{D} \times \frac{V^2}{2g} \quad (2.6.7) \text{ donde } h_f = \text{cabeza perdida por fricción en ft.}$$

f' = factor de fricción y si D = diametro interno en in, V en $\frac{\text{ft}}{\text{seg}}$ y L = longitud total de tubería = $L_1 + L_2$; g en $\frac{\text{ft}}{\text{seg}^2}$ (2.6.7) queda como: $h_f = \frac{6 \times f' \times L \times V^2}{D \times g}$ (2.6.8)

Pérdidas de presión por fricción $\Delta P_f = Sg \times h_f \times 0.433$ o'

$$\Delta P_f = \frac{6 \times f' \times L \times V^2}{D \times g} \times Sg \times 0.433 = \frac{2.598 \times Sg \times f' \times L \times V^2}{D \times g} \text{ Ec. de Hagen y Poiseville}$$

Donde el factor de fricción de f' para flujo laminar es: $f' = \frac{64}{Re}$

o' $f' = \frac{64}{12 \times V \times D} = \frac{64V}{12VD}$ (2.6.9) que al introducirlo en la ecuación para h_f (2.6.8).

$$h_f = \frac{0.944 \times V \times \Sigma L \times V}{D^5} \quad (2.6.10) \quad v \text{ en in}^2/\text{seg}, v \text{ en ft}^2/\text{seg}, D \text{ en in, } h_f \text{ en ft.}$$

Ecuación de Hagen y Poiseuille para flujo laminar.

$$\text{En función de presión } \Delta p_f = \frac{0.43 \times 9g \times V \times \Sigma L \times V}{D^5}$$

$$\text{en función de } \mu. \Delta p_f = \frac{32 \Sigma L V \mu}{D^4 g_c} \quad (2.6.11) \quad \mu \text{ en lb/ft}^2\text{-seg}$$

El flujo laminar no se ve afectado significativamente por la superficie interna del tubo, así como del diámetro del mismo, pero para flujo turbulento éstas variables si son significantes y aparece el factor de Darcy como una función del Reynolds y de la rugosidad relativa E/D gráfica. (Fig.17)

$$f' = f(R_e \text{ y } E/D) \quad R_e = \text{rugosidad relativa} = \frac{E}{D} \times 12 \quad (2.6.12); \quad E(\text{ft}), D(\text{in}).$$

$$\text{así } h_f = \frac{f' V^2 \Sigma L}{2g_c D} \quad (2.6.13) \quad \text{ó } h_f = \frac{6 f' \Sigma L V^2}{D g} \quad (2.6.14) \quad \text{Para la } \Sigma L = L_R + L_E.$$

donde $L_R =$ longitud de tramos rectos. Y $L_E =$ longitud equivalente de accesorios y válvulas, usamos la fig. 18.

En función de la presión tenemos lo siguiente:

$$\Delta p_f = \frac{f' V^2 \Sigma L}{2g_c D} \quad (2.6.15), \text{ podemos utilizar la siguiente expresión}$$

para el factor de fricción: $f' = \frac{0.184}{R_e^{0.2}}$ para un rango de R_e entre 5000 y 200 000 ó consultar fig.17

$$\Delta p_f = S_g \times H_r \times 0.433 \quad (2.6.16) \quad (\text{Psi}) \quad \Delta p_f = \frac{2.598 \times S_g \times f' \Sigma L \times V^2}{D \times g} \quad (2.6.17)$$

factor de fricción f'

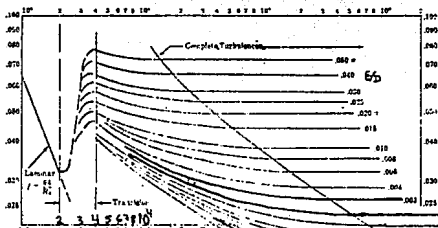


DIAGRAMA DE FACTORES DE FRICCIÓN
Curvas de rugosidad relativa
 ϵ = tamaño de las imperfecciones en pies.
 D = Diámetro real interno (in.)

$$\text{Número de Reynolds } \frac{12 \sqrt{V} D}{\nu}$$

Factor de fricción vs Número de Reynolds

f' = factor de fricción

CLASE DE TUBO O
MATERIAL DEL TUBO

VALOR DE ϵ EN PIES
DE DISEÑO

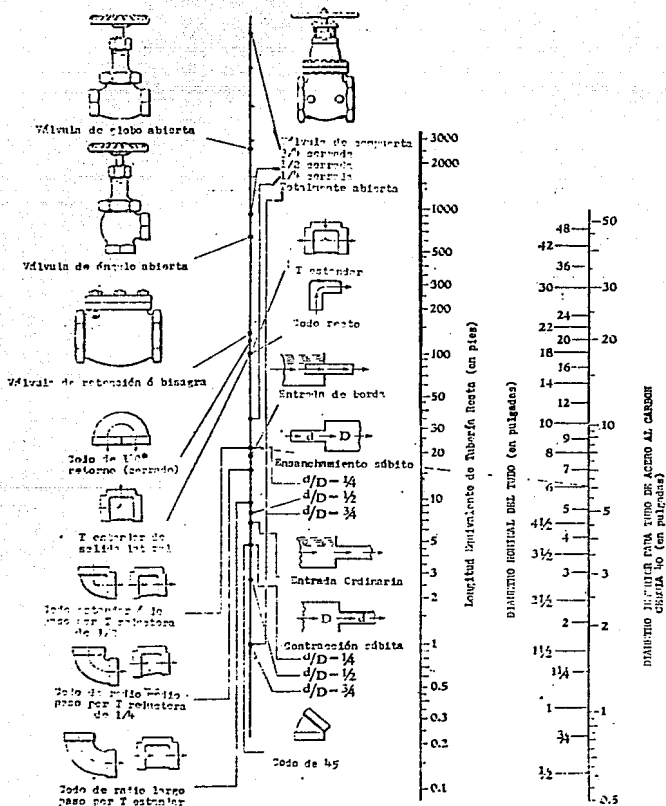
| | |
|-----------------------------------|---------|
| 1-ón | .000005 |
| Cobre | .000005 |
| Concreto | .004 |
| Hierro soldado no revestido | .0008 |
| " " revestido de asfalto. | .0004 |
| " " revestido de cemento. | .000008 |
| " " terminado con trifurpamiento. | .00001 |
| " " terminado. | .0005 |
| Hierro comercial soldado. | .0002 |
| " " riev lano. | .006 |
| Botera de madera. | .002 |

$$\text{Número de Reynolds } \frac{12 \sqrt{V} D}{\nu}$$

Factor de fricción vs Número de Reynolds

Fr 43 47

(Fig 18) RESISTENCIA DE VALVULAS Y ACCESORIOS AL FLUJO DE FLUIDOS



Bombas.- Como vemos en el manejo de fluidos se necesita conocer la naturaleza del fluido a manejar, si es newtoniano ó no, si es corrosivo etc., también debemos conocer las propiedades del fluido como la densidad, la viscosidad y la presión de vapor; - por otra parte las condiciones de operación como el tipo de régimen, el gasto a manejar y la temperatura de operación. Son importantes también las variables intrínsecas del equipo, como la C.H.S.P. de la bomba empleada, la potencia de la misma y su tipo. Una bomba es un aparato que recibe energía mecánica del motor y se la transmite al fluido convirtiéndola en energía cinética y energía de presión en él, así el término bombeo es el suministro de energía a un líquido para trasladarlo de un punto a otro. Las bombas existen en una gran variedad de diseños y capacidad, hay varias formas de clasificarlas, una de ellas es de acuerdo al movimiento que le imprimen al fluido y es la siguiente:

| | | |
|-------------------------|----------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------|
| te: | Centrífugas | Pueden ser de voluta, difusor, turbina, flujo mixto, flujo axial con impulsor, etc. |
| Bombas | | |
| Desplazamiento positivo | Rotatorias pueden ser: de engranes, alabe, leva y pistón, tornillo, lóbulo, etc. | Recíprocantes, pueden ser de pistón, émbolo ó diafragma. |

El tipo de bomba usada se ajustará a los requerimientos del fluido.

Bombas centrífugas.- se componen de una carcaza, un estopero y unas chumaceras como elementos fijos y un impulsor conectado por medio de una flecha al motor como elemento móvil, el impulsor al girar atrapa al líquido y le transmite su energía mecánica la cual se convierte en energía cinética, y enseguida en energía de presión en la pared de la carcaza. Los impulsores pueden ser abiertos en sus álabes propios para manejar fluidos newtonianos, ó de álabes cerrados para manejar fluidos no newtonianos.

Ventajas de su uso: flujo continuo, gasto muy variable, maneja fluidos en suspensión, presiones de descarga variadas, bajo costo, espacio reducido para su instalación y fácil mantenimiento.

Desventajas de su uso: no pueden dar bajo flujo a alta presión, desarrolla condiciones turbulentas aumentando la fricción, maneja fluidos poco viscosos, y C.H.S.P. cabeza neta de succión positiva (h_g) necesaria alta.

Bombas Rotatorias.- las de engranes tienen dentro de la carcaza unos engranes acoplados, de manera que entre sus dientes queda el fluido alimentado y al girar éstos engranes, transmiten la energía al fluido.

Ventajas.- flujo casi constante, elevada presión de descarga, poco espacio de instalación, baja presión en la succión, manejo de

fluidos viscosos, sin válvulas check en succión y descarga.

Desventajas.- No maneja fluidos no lubricantes, no maneja fluidos con sólidos en suspensión y es de construcción muy precisa.

Bombas reciprocantes.- en las de pistón, éste actúa contra el fluido comprimiéndolo y haciéndolo circular, la cantidad de fluido depende del área del pistón, la longitud recorrida y la frecuencia.

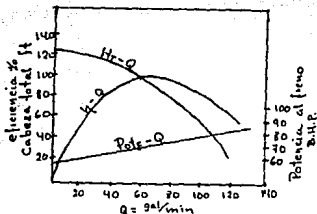
Ventajas.- flujo a altas presiones, fluidos de alta viscosidad y control de la cantidad de flujo por golpe.

Desventajas.- flujo discontinuo, requiere válvulas check, construcción muy precisa y mantenimiento especializado.

Curvas características de una bomba.- las principales curvas de una bomba son las siguientes: la curva gasto contra cabeza, la curva gasto contra eficiencia y la curva gasto contra potencia al freno. La potencia al freno es la potencia que requiere una bomba para trasladar un fluido de un punto de succión a uno de descarga, venciendo todas las pérdidas de energía en el recorrido del mismo, éstas pérdidas pueden ser por turbulencia, por fricción en la tubería y accesorios y por fricción mecánica en la bomba, cada diseño de bomba tiene sus curvas características pero es importante mencionar que una bomba puede operar a velocidades variables, esto va a dar como consecuencia una eficiencia diferente para cada velocidad.

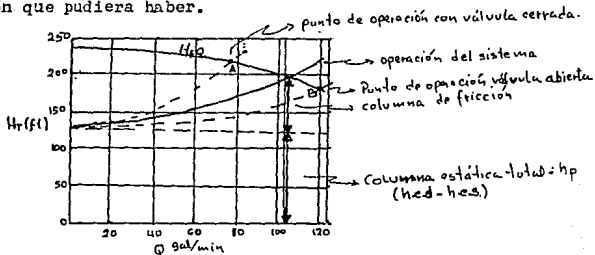
Por otra parte también se puede cambiar el diámetro del impulsor, obteniendo cabezas más altas a mayor diámetro.

Curvas características de una bomba. (Fig.19)



Curvas características de una bomba centrífuga con impulsor fijo y velocidad constante.

Curvas de operación de un sistema, éstas curvas se obtienen al operar el sistema de bombeo y resultan de la combinación de la cabeza de fricción, con la cabeza estática y las diferencias de presión que pudiera haber.



Curvas de operación de un sistema de bombeo. (Fig.20)

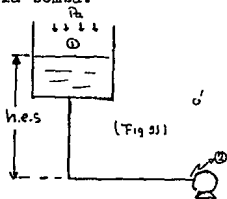
La curva de operación de un sistema de flujo de fluidos, es muy importante para analizar el funcionamiento del mismo y poder operarlo a su nivel óptimo, en la fig. 20 se puede ver que cuando cerramos la válvula de control del sistema la cabeza sube pero el gasto baja, incrementándose las pérdidas por fricción; -- por otra parte cuando se abre la válvula la fricción disminuye junto con la cabeza total, pero hay un aumento de gasto, balanceando las necesidades del servicio se escoge el punto de operación adecuado.

Para construir las curvas de operación de un sistema aplicamos la ecuación de continuidad (2.4.1) y la ecuación de Bernoulli - (2.6.1) ó (2.6.2), y seguimos los siguientes pasos:

- 1.- Escoger 3 ó 4 gastos que queden dentro del rango de operación de la bomba.
- 2.- Calcular las pérdidas por fricción para cada gasto.
- 3.- Agregar al valor de las pérdidas por fricción la cabeza total para cada flujo.
- 4.- Graficar gasto contra el punto anterior.
- 5.- El punto de intersección de la curva del sistema con la del impulsor de la bomba es el punto correspondiente a la operación a la cabeza total, ésto se puede modificar abriendo ó cerrando la válvula de control.

Cabeza neta de succión positiva C.N.S.P. (NPSH).

La cabeza neta de succión positiva es la presión disponible en la entrada de succión de la bomba, ésta presión debe de ser mayor que la presión de vapor del líquido manejado a la temperatura de bombeo, la C.N.S.P. es una variable muy importante que se mide en pies de líquido ó en lb/in² y sirve para seleccionar y operar una bomba sobre todo si maneja líquidos cerca del punto de ebullición ó con altas presiones de vapor, la C.N.S.P. se puede variar elevando ó bajando el punto de instalación de la bomba, dando como consecuencia curvas de operación diferentes, lo que siempre se busca es que el valor de la C.N.S.P. disponible sea mayor en dos ó tres pies cuando menos que el C.N.S.P. necesario de la bomba, ya que si ésto no es posible la bomba cavitará y no operará eficientemente, produciendo el corte de fluido y dañándose debido al efecto flash que sucede dentro de la bomba.



$$C.N.S.P = h.e.s. + (P_1 - P_v) - h f_s \quad (2.6.18)$$

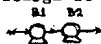
$$o' \quad C.N.S.P = h.e.s. + (P_1 - P_v) \left(\frac{2.31}{\rho g} \right) - h f_s (K_t) \quad (2.6.19)$$

En términos de presión, (lb/in²)

$$C.N.S.P = h \times 0.433$$

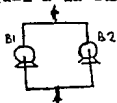
Bombas en serie y en paralelo.

Bombas en serie.- algunas veces es de ventaja económica conectar 2 ó más bombas en serie, ésto se hace para alcanzar una presión de descarga mayor, aunque la limitante es que la capacidad del sistema queda sujeta a la capacidad de la bomba más pequeña si son diferentes, ó alguna de las bombas individuales son iguales. La presión de descarga será la suma de las presiones de descarga de las bombas individuales del sistema. (Fig.22)



$$\text{si } B_1 = B_2. \quad Q = \text{cte. y } H_1 = H_1 + H_2 \quad \text{o} \quad P_T = P_1 + P_2$$

Bombas en paralelo.- algunas veces se necesita un gasto grande a baja presión, por lo que se sustituye una bomba grande por dos más pequeñas, y se conectan en paralelo; también se emplea ésta conexión cuando se desea ampliar un sistema. En éste tipo de conexión la cabeza se conserva constante y el gasto total es igual a la suma de los gastos individuales. (Fig.22)



$$\text{si } B_1 = B_2 \quad H = \text{cte. y } Q_T = Q_1 + Q_2 \quad (\text{a } H \text{ para cada curva de bomba)}$$

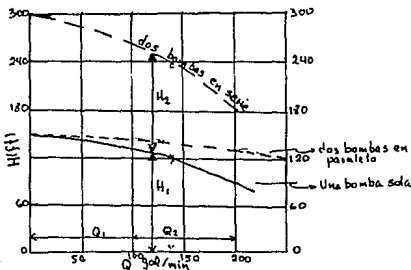


Fig. 22

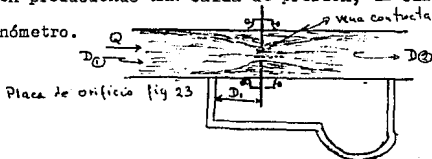
2.7

Medidores de flujo.

Una de las variables más importantes del flujo de fluidos es el gasto, de manera que para determinarlo experimentalmente se utilizan los medidores de flujo, los más usados en la industria -- farmacéutica son los que usan la diferencia de presión ó los de desplazamiento positivo.

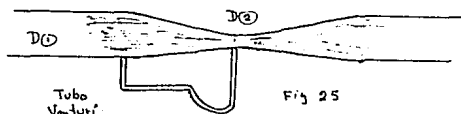
Los medidores de diferencia de presión se basan en hacer pasar un fluido a través de un estrechamiento en la tubería, produciendo una diferencia de presiones que se relaciona con la velocidad del flujo, éstos medidores pueden ser de cabeza variable ó de área variable.

Los medidores de cabeza variable son las placas de orificio, -- los tubos venturi y los tubos pitot, el más sencillo es la placa de orificio, que es como su nombre lo dice una placa metálica con un orificio que se intercala en el tubo de manera transversal, obligando al fluido a pasar por él, el orificio tiene un diámetro que fluctúa entre el 30 y 80 % del diámetro interno de la tubería, la velocidad del fluido se incrementa y aumenta la fricción produciendo una caída de presión, la cual se mide con un manómetro.



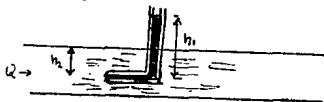
La placa de orificio no se debe colocar cerca de las turbulencias ocasionadas por un accesorio, sino dejar un espacio de - - cuando menos 10 veces el diámetro de la tubería, éstos medidos tienen buena exactitud, bajo costo, pero pérdidas de presión altas irrecuperables.

Tubo venturi, consiste en un tubo que va disminuyendo su diámetro hasta llegar a un diámetro específico a partir del cual se empieza a ensanchar nuevamente hasta el diámetro original.



El tubo venturi tiene caídas de presión menores que la placa de orificio, pero son más caros y difíciles de instalar.

Tubo pitot; consiste en dos tubos concéntricos que se colocan en forma paralela al flujo convirtiendo la energía cinética del líquido en energía potencial ó energía de presión.



Tubo Pitot Fig. 26

En el tubo pitot se toman varias lecturas a través de la tubería de conducción y se promedia.

Ecuaciones de los medidores de flujo anteriores.

Ecuación general $Q = A \times C \times \sqrt{\Delta P / \rho}$ (2.6.20) donde Q = gasto
 ρ = densidad, C = constante característica del medidor

A = área de tubería, P = caída de presión, ecuación de la placa de orificio, de (2.5.12) $v = \sqrt{2g\Delta h}$ y $Q = v \times A \therefore v = Q/A$

$$\text{así } \frac{Q}{A} = \sqrt{2g\Delta h} \text{ y } Q = A\sqrt{2g\Delta h} \text{ o } Q = A \times C_f \sqrt{2g\Delta h} \text{ (2.6.21)}$$

C = constante del aparato, dimensionalmente $Q =$

En términos de presión de (2.3.4) $h = P \times 2.31 / Sg$ por lo tanto:

$$Q = A \times C_f \times \sqrt{2g \frac{P \times 2.31}{Sg}} \text{ y } g = 32.2 \frac{ft}{seg^2} \therefore Q = A \times C_f \times 12.19 \sqrt{\Delta P / Sg} \text{ (2.6.22)}$$

$$\text{en } \frac{ft^3}{seg}, \text{ y } Q = A \times 3.12 \times C_f \times 12.19 \sqrt{\Delta P / Sg} \text{ y } Q = A \times 38.03 \times C_f \sqrt{\Delta P / Sg} \dots$$

Ec. (2.6.23), Q en gal/min. C depende del R_0 y la geometría del

aparato, es un dato empírico así: $\begin{cases} C_f = 0.6 \\ C_f = 0.98 \end{cases}$

Ecuación para tubo venturi:

$$Q = 38.03 \times A \times C_v \times \sqrt{\Delta P / Sg} \text{ (2.6.24)} \quad C_v = 0.98 ; Q \text{ en gal/min.}$$

Ecuación para tubo pitot:

$$Q = 38.03 \times A \times C_p \times \sqrt{\Delta P / Sg} \text{ (2.6.25)} \quad C_p = 1, Q \text{ en gal/min.}$$

Los medidores de flujo de área variable difieren de los anteriores en que la caída de presión se considera constante y las mediciones dependen del cambio de área de flujo, los más importan

tes son los rotómetros, los cuales tienen un flotador que se --
mueve dentro de un tubo de vidrio vertical y tapado, el fluido-
entra por el fondo del tubo y arrastra al flotador hacia arriba
marcando éste el valor del gasto en una escala graduada, la pre-
sión de caída en el espacio anular del flotador y el tubo es i-
gual a la fuerza gravitacional sobre el flotador, éstos aparaa-
tos son muy exactos pero su precio es alto y no pueden regis---
trar flujos fijos ya que al cortar el fluido el flotador baja -
hasta el fondo.

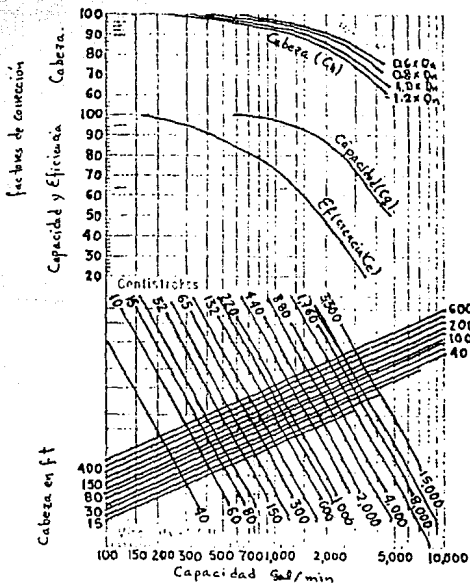
Medidores de desplazamiento positivo, éstos consisten en un me-
canismo de partes metálicas, que al estar en contacto con el --
fluido registran directamente el gasto en una carátula, dentro-
de éstos aparatos tenemos los medidores de gas y agua que se u-
san en las casas, uno de éstos aparatos utilizaremos en la prác-
tica.

2.8 Efecto de la viscosidad en un sistema de flujo de fluidos.

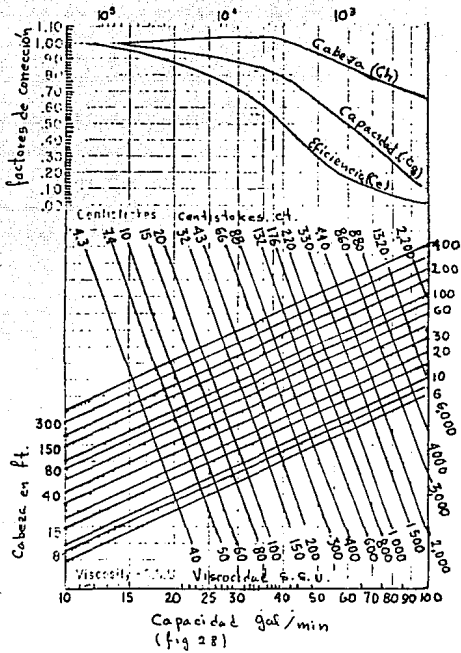
En el presente trabajo hemos hablado en forma general de los tipos de bombas que existen, pero en realidad las bombas que utilizaremos en ésta práctica son centrífugas, de pequeña capacidad y monofásicas; al operar un sistema que fue diseñado para manejar agua, vemos que al bombear un líquido con una viscosidad de 10 centistokes ó más, la bomba reduce la cabeza total así como la capacidad y la potencia al freno aumenta, para adaptar el sistema diseñado a un fluido viscoso, obtendremos los correspondientes factores de conversión de las figuras 27 y 28, y seguiremos en forma general los pasos:

- 1.- Con las curvas de una bomba para agua leemos la capacidad y la cabeza a máxima eficiencia. ($1Q_{n0}$)
- 2.- Usando el valor anterior en gal/min., lo multiplicamos por 0.6, por 0.8 y 1.2 leyendo en la misma curva las correspondientes cabezas y eficiencias.
- 3.- Empleando las figuras 27 y 28 con los gal/min. y la máxima eficiencia y su correspondiente valor de cabeza $H_{(n0)}$, nos movemos para encontrar la viscosidad del fluido a manejar y encontramos los factores C_{η} , C_Q , C_H , donde C_{η} es factor de conversión de eficiencia, C_Q el de gasto y C_H el de cabeza.

- 4.- Repetir el paso 3 para 0.6, 0.8 y 1.2 del gasto máximo de agua.
- 5.- Calcular la cabeza para fluido viscoso. $H_{vis} = H_{H_2O} C_H$ (2.6.26)
- 6.- Calcular la eficiencia para fluido viscoso. $\eta_{vis} = \eta_{H_2O} C_\eta$ (2.6.27)
- 7.- Calcular el gasto para fluido viscoso. $Q_{vis} = Q_{H_2O} C_Q$ (2.6.28)
- 8.- Calcular la potencia al freno (BHP). $BHP_{vis} = \frac{Q_{vis} \times H_{vis} (5.2)}{3960 \eta_{vis}}$ (2.6.29)
- 9.- Obtener las gráficas para el fluido viscoso.



(Fig 27)



CAPITULO III

3.1 BALANCE DE MATERIA

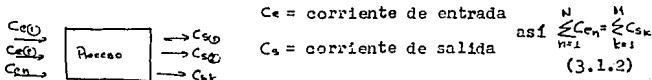
Un balance de materia es la aplicación práctica de la ley - de la conservación de la materia que textualmente establece: "La materia no se crea ni se destruye" de manera que la realización del balance de materiales es un conteo del flujo y cambio de ma sa en el inventario de materiales de un sistema delimitado con- anticipación para su análisis, así tenemos:

$m_e = m_s + m_g - m_c - m_A$ (3.1.1) donde m_e = flujo másico que entra.

| | | | | |
|---------|---|---|---|------------|
| $m_s =$ | " | " | " | sale |
| $m_g =$ | " | " | " | se genera |
| $m_c =$ | " | " | " | se consume |
| $m_A =$ | " | " | " | se acumula |

Cuando tenemos un proceso donde no hay reacción química la Ec. - (4.1.1) se convierte en: $M_e = m_s - m_A$ y para régimen permanente donde $m_A = 0$, tenemos $m_e = m_s$ ecuación de continuidad.

No importando que el proceso haya n número de corrientes de entrada y k número de corrientes de salida.



ESTA COPIA NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

El caso de nuestro experimento es de éste tipo, sin reacción química.

Como expresamos anteriormente es importante en un balance de materiales delimitar con precisión el sistema a estudiar, así como la base de cálculo que puede ser en masa y tiempo.

Las unidades de la base de cálculo pueden ser cuando no hay reacción química Kg/hr. ; lb/seg. sistema métrico e inglés respectivamente, por lo que se debe realizar un análisis dimensional adecuado. También empleamos conceptos como peso molecular, peso atómico, así como para expresar concentraciones como % en peso, % en mol, fracción mol, etc.

PM = peso molecular = suma de pesos atómicos

Mol = peso molecular en gramos ó libras ó masa en gramos de - -

6.023×10^{23} moléculas de la sustancia. 1 mol de $O_2 = 32 \frac{g}{mol}$ ó

$$32 \frac{lb}{lbmol} ; 1 \text{ mol } H_2O = 18 \frac{g}{mol} \text{ ó } 18 \frac{lb}{lbmol} ; 1 lbmol = 454 g \text{ mol.}$$

Los balances de materiales sin reacción química son relativamente sencillos y se aplican a régimen continuo, de la ecuación de continuidad = si es en mol, flujo molar entrada = flujo molar salida, se conserva el flujo másico en Kg/hr y en mol/hr, así para cada componente empleando la fracción molar tenemos:

para cada componente: $\sum_{n=1}^N C_{en} N_{nj} = \sum_{k=1}^{N'} C_{sk} N_{kj}$; N_{nj} = fracción molar comp. j en los corrientes de entrada

N_{kj} = fracción mol. comp. j en corrientes salida

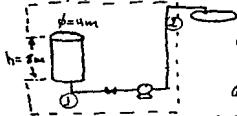
$$\text{Así } \frac{mol}{min} = \frac{total \ g \ mol}{min} \cdot \frac{moles \ comp. \ j}{g \ mol \ totales} = \frac{moles \ de \ j}{min}$$

El balance de materiales con reacción química no conserva el -- flujo molar pero si el flujo másico y tendremos:

$$\sum_{n=1}^N C_{en} N_{nj} = \sum_{k=1}^M C_{sk} N_{kj} + (\text{consumo en las reacciones}) \quad (3.1.3)$$

En éste caso un balance de materia total y NC -1 balances de -- los componentes se pueden escribir, donde NC = número de componentes en el sistema, y éstas NC ecuaciones son independientes entre si, no podemos escribir NC balances y un balance total, - porque una de las ecuaciones podría depender de las otras. Los componentes inertes en el proceso se trabajan como balances sin reacción. Los balances se pueden escribir en masa, en mol y aun en átomos para algún componente.

Ejemplo: de un tanque se bombea agua, si las dimensiones son -- 4 m. de diámetro y 8 m. de altura y se encuentra lleno, y se vacía en 40 min. a) ¿ Cual es el gasto volumétrico en l/min. y en gal/min.? b) Si la velocidad de flujo es de 8 ft/seg. en la tubería, ¿ cual es el diámetro de la tubería ? Delimitando el sistema



(línea punteada)

Aplicando balance $m_e = m_s$ ó $m_e \otimes = m_s \otimes$ ó $Q_1 \rho_1 = Q_2 \rho_2$
 como $\rho_1 = \rho_2$; $Q_1 = Q_2$ y $\rho_1 = \rho_2$ y $Q = v \cdot A$ $\rho = 1 \text{ g/cm}^3$.

Sea $Q = V/t$ ó $Q = v \cdot A$ pero $A = \pi D^2/4$; $Q = v \cdot \pi D^2/4$

a) Volumen $V = \frac{\pi D^2}{4} \times h \therefore V = \frac{\pi \times 4^2}{4} \times 8 = 100.48 \text{ m}^3$, $t = 40 \text{ min.}$

$$Q = \frac{100.48 \text{ m}^3}{40 \text{ min}} = 2.512 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \text{ ó } 2512 \frac{\text{l}}{\text{min}} \text{ ó } 663 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$

b) Para el diámetro $Q = v \times \frac{\pi D^2}{4}$ y $D = \sqrt{\frac{Q \times 4}{v \times \pi}} = \sqrt{\frac{1.438 \text{ ft}^3/\text{seg} \times 4}{8 \text{ ft/seg} \times \pi}} = 0.45 \text{ ft} = 5.4''$
 $\phi = 6''$

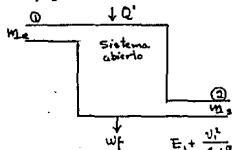
CAPITULO IV

Balance de Energía.

La ley de la conservación de la energía establece " la energía - no se crea ni destruye, sólo se transforma" , tiene su aplicación en el balance de energía. Para un sistema abierto a régimen permanente, es decir, que cumpla con lo siguiente:

- 1.- El fluido que se maneja no cambie sus propiedades físicas en el tiempo que se encuentra dentro del sistema delimitado, es decir propiedades de entrada igual a propiedades de salida.
- 2.- El flujo másico que entra es igual al flujo másico que sale.
- 3.- La rapidez de adición de calor y la producción de trabajo -- son constantes.

En realidad el balance de energía ya fue estudiado en capítulo precedente de éste trabajo, de manera que aquí, sólo puntualizaremos un poco más, en si al realizar un balance de energía mecánica en un sistema con las características mencionadas que es el caso de nuestro equipo, tenemos la ecuación de Bernoulli (2.5.9) sólo que como ya estudiamos, éste es un caso para sistemas ideales, pero estrictamente hablando tenemos:



Energía entra - Energía sale + Energía acumulada
a régimen continuo

Energía entra = Energía sale

Haciendo el balance de ① a ② de (2.5.7)

$$E_1 + \frac{V_1^2}{2g_c} + h_1 \frac{g_c}{g_c} + P_1 V_1 + Q' = E_2 + \frac{V_2^2}{2g_c} + h_2 \frac{g_c}{g_c} + P_2 V_2 + W_f$$

e incluyendo a la pérdida de energía por fricción. Ec. (2.6.1) donde: $Q_a = Q' + h_f$

$$E_1 + \frac{V_1^2}{2\alpha g_c} + h_1 g/g_c + P_1 V_1 + Q_a - h_f = E_2 + \frac{V_2^2}{2\alpha g_c} + h_2 g/g_c + P_2 V_2 + W_f$$

ésta ecuación representa el balance de energía completa para un sistema de flujo de fluidos reales a régimen permanente y como ya anotamos cada uno de sus términos fueron ya estudiados en capítulo anterior, así tenemos que la entalpía $H = E + PV$ y $\Delta H = \Delta E + \Delta(PV)$ y la ec. (2.6.1) $\Delta E + \frac{V^2}{2\alpha g_c} + \Delta h g/g_c + \Delta(PV) = Q_a - h_f - W_f$ (4.1.1) y queda en función de incrementos. $\Delta H + \Delta \frac{V^2}{2\alpha g_c} + \Delta h g/g_c = Q_a - h_f - W_f$ (4.1.1a), pero de la primera ley de la Termodinámica

$\Delta E = Q_a - W_f = Q_a - \int_{V_1}^{V_2} P dv$ (4.1.2), sustituyendo en (4.1.1) por unidad de masa $\Delta \frac{V^2}{2\alpha g_c} + \Delta h g/g_c + \Delta(PV) - \int_{V_1}^{V_2} P dv + h_f = -W_f$ (4.1.3)

y $\Delta(PV) = \int_{V_1}^{V_2} P dv + \int_{P_1}^{P_2} V dP$ \therefore sustituyendo en (4.1.3)

$$\Delta \frac{V^2}{2\alpha g_c} + \Delta h g/g_c + \int_{P_1}^{P_2} V dP + h_f = -W_f$$
 (4.1.4) ésta ecuación representa un balance de energía completo, de un sistema a régimen permanente con una corriente de entrada y una de salida, sin considerar la energía magnética y la electrostática, que en la práctica son pequeñas y se pueden despreciar.

Para un proceso con N corrientes de alimentación y H_1 entalpías, y M corrientes de salida y H_2 entalpías de salida tenemos:

$$\sum_{m=1}^M m_2 H_2 - \sum_{n=1}^N m_1 H_1 = Q' - W_f$$
 (4.1.5)

CAPITULO V

DESARROLLO DEL DISEÑO DEL EXPERIMENTO DE LA PRACTICA

Es importante mencionar que el presente trabajo se desarrolló en su parte teórica en la Biblioteca de la Facultad de Química, y el trabajo práctico en el laboratorio de Ingeniería Química de la misma facultad, para la realización de la práctica, hubo una colaboración entre el laboratorio mencionado y el laboratorio de Tecnología Farmacéutica, en cuanto al espacio para colocar el equipo y la adquisición del mismo. El diseño del sistema fue realizado por el Ing. Ricardo Pérez Camacho y es un equipo de bombas que pueden manejar un líquido conectadas en serie ó en paralelo. El diseño de la práctica fue realizado por el autor de éste trabajo, pasante José Camilo Gómez Romero, asesorado por el Ing. Joaquín Pérez Ruelas, contando también con el apoyo del Ing. Pérez Camacho y del Ing. Genovevo Silva. En la instalación del equipo también participamos activamente en todo lo que nos fue posible.

5.1 DIAGRAMA DE FLUJO.

El diagrama de flujo fig. 29 observa un tren de dos bombas de diferente capacidad, las cuales se pueden operar individualmente ó conectadas en serie ó en paralelo, de manera que la presente práctica contará con una operación similar.

M1 y M2 están colocados en la succión de cada una de las bombas. M3, M4 y M6 son manómetros graduados en Kg/cm^2 y lb/in^2 , M6 está colocado en la descarga general del sistema y M3 y M4 en la descarga de cada una de las bombas.

MF Medidor de flujo de lectura directa, graduado en litros (l) - ó 0.001 m^3 que es su equivalencia, para poder computar el gasto se requiere de un cronómetro para aplicar la expresión $Q=V/t$

V1, V2, V3, V4, V5, V6, V8, son válvulas de compuerta de $3/4"$, en la operación de cada una de las bombas en forma individual - para B1 se usa como válvula de control V4; y para la B2 se usa como control la V3, cerrando las válvulas que alinean la tubería de la bomba en operación; para el sistema en serie la válvula de control es la V4, alineando la tubería, abriendo V2, V5, V4- y V6 y cerrando V1 y V3; para el sistema en paralelo la válvula de control es la V6, abriendo todas las válvulas excepto V5.

Por último la válvula V7 es check de $1"$ y está colocada en la succión general; la válvula V8 es la que sirve para cargar la tina permaneciendo cerrada, ó para descargarla al estar abierta.

La tina de succión y descarga de acero inoxidable con una capacidad aproximada de 500 l, es de hacerse notar que para operar el equipo la tina debe de estar llena a más de la mitad de su capacidad, con el objeto de que la turbulencia en la descarga inter

fiera con la succión que está muy cercana.

T2 termómetro graduado en °C.

La tubería en general es de 3/4", sólo en la succión es de 1" , pero en ella misma se reduce a 3/4", la tubería es de acero al carbón cédula 40.

También se emplea material adicional como es la pinza de medición eléctrica y un cronómetro.

5.3 Desarrollo práctico.

El diseño de la operación se realizó operando el sistema con cada bomba en forma individual; con las bombas conectadas en serie y con las bombas conectadas en paralelo, se hicieron un promedio de 10 corridas para cada sistema, realizando ajustes en la sensibilidad de los manómetros y operando el sistema con aberturas en las válvulas de control, de hasta 1/8 en la zona crítica de la válvula, ésto para obtener una curva de operación más real.

Operación de B1 (Azul).

- Se procedió a checar el equipo cerrando la válvula V8 y llenando la tina a 3/4 partes.
- Se procedió a cebar la bomba para evitar la cavitación.
- Se alineó la tubería abriendo V1, V4 y V6 y cerrando V2. y V5
- Se checó la lectura del medidor de flujo y una vez alimentada la corriente eléctrica, se checó el tiempo de operación con -

el cronómetro obteniendo los siguientes datos de operación:

Fluido manejado, agua, temperatura $20^{\circ}\text{C} = 68\text{ F}$, densidad = 62.3 lb/ft^3 , $S_g = 1$, viscosidad absoluta $\mu = 1\text{ cP}$, viscosidad cinemática $\nu = \frac{\mu}{\rho} = 1\text{ cP} \times 6.72 \times 10^{-4}\text{ lb/ft}\cdot\text{seg.}/62.3\text{ lb/ft}^3 = 0.1078 \times 10^{-4}\text{ ft}^2/\text{seg.} \times 144\text{ in}^2/\text{ft}^2 = 1.55 \times 10^{-3}\text{ in}^2/\text{seg.}$ (11). Diámetro de la tubería en succión $1''$, longitud $50\text{ cm.} = 1.64\text{ ft}$, reducción de $1''$ a $3/4''$, diámetro en la tubería de descarga $3/4''$, longitud $2\text{ m.} = 3.2\text{ ft}$, reducción $3/4''$ a $1/2''$, 1 T normal, 4 válvulas entre succión y descarga, 5 codos de 90° , 2 T normales en succión y un medidor de flujo.

5.4 Datos y cálculos en la operación de la B1 (azul).

Datos: Presión de succión (P_s), presión de descarga (P_d), volumen (V) en LF, tiempo de operación (t), voltaje (V) y amperaje (I). P_s en $\text{M}1$, P_d en $\text{M}4$.

$$P_s = -16\text{ cm-Hg} \times 1\text{ atm}/76\text{ cm} \times 14.7\text{ psig}/1\text{ atm} = 3.094\text{ lb/in}^2(\text{psig})$$

$$P_d = 1.5\text{ kg/cm}^2 \times 14.7\text{ psig}/1.033\text{ kg/cm}^2 = 21.34\text{ lb/in}^2(\text{psig})$$

$$\text{Gasto (Q)}; \text{volumen} = 38\text{ l, tiempo (t)}\ 60\text{ seg., } Q = 38\text{ l/min.} = 10.03\text{ gal/min} \times 2.228 \times 10^{-3} = 22.34 \times 10^{-3}\text{ ft}^3/\text{seg.}$$

Cálculo de la cabeza hidráulica en ft, emplearemos el sistema inglés pero si se requiere el cálculo en el sistema decimal, realizar las conversiones de unidades convenientes.

Realizando el balance entre la succión (1) y la descarga (2), - - (Fig.22) en condiciones isotérmicas de (2.4.2) tenemos:

$$H_T = \frac{U_2^2 - U_1^2}{2 \times g} + (h_2 - h_1) + \frac{P_2 - P_1}{S_g} (2.31) + h_f \text{ (suma de pérdidas por fricciones)}$$

pero $U_1 = U_2$ y $h_1 = h_2$ \therefore para curva de bomba $H_T = \frac{\Delta P (2.31)}{S_g}$

en este caso no existe cabeza de succión estática, es decir es negativa, ya que el fluido está por debajo del nivel de la bomba por lo que se debe de cebar, así para calcular la curva Q vs. H colocando la válvula de control abierta al 100% tenemos:

$$H = P_1 - P_2 / S_g = 21.34 - (-3.094) (2.31) = 56.44 \text{ ft.}$$

Para calcular h_f tenemos de (2.6.14) $h_f = 6K f' L \sum U^2 / Dg$ donde f' es función de Re , y ϵ/D así para un diámetro nominal de $3/4''$, el diámetro interno $D = 0.82$ in por otra parte $Re = 12VD/\nu$ y de (2.3.6a) $\nu = Q/A \times 3.12$, para $D = 1$ in $= 10.03/3.14 \times 1$ in. $\times 3.12 = 4.095$ ft/seg, y $\epsilon/D = 12 \times \text{rugosidad}$ $\epsilon/D = 12 \times 0.0002/1 = 0.0024$, y $f' = 0.028$; $\sum L = 1.64$ ft y por lo tanto:

$h_f = 0.14$, para toda la tubería y accesorios de $3/4''$ y siguiendo el mismo procedimiento $h_f = 8.26$ ft, por lo tanto h_f total =

$8.26 + 0.14 = 8.40$ ft. Procediendo en forma similar para las diferentes aberturas de la válvula de control, tenemos los resultados en la tabla 1, así como la gráfica correspondiente Q vs. H. Para la bomba B2 (verde) se siguieron los mismos pasos para la operación, sólo que en este caso la alineación de la tubería se realizó abriendo V2, V3 y V6 y cerrando V1, V5. La tabla correspondiente es la tabla 2, así como su gráfica Q vs. H. Ps M2, Pd M3

Para la operación de las bombas en serie, se alineó la tubería a briendo V7, V2, V5, V4 y V6, y permaneciendo cerrada V1 y V3, empleando como válvula de control la V4, y la Ps en M2 y Pd en M4, obteniéndose los datos y cálculos que aparecen en la tabla correspondiente.

Para la operación en paralelo abrimos las válvulas V7, V1, V2, V3, V4 y V6 cerrando V5, la válvula de control en éste caso es V6, y la Ps en M5 y la Pd en M6.

Para los cálculos de pérdidas por fricción tenemos:

| | | | |
|--------------------------------------------|------|---------|----------------------|
| Longitud recta | 3/4" | 2.5 m | 8.2 ft |
| 4 válvulas de compuerta | 3/4" | 4 X .04 | 1.6 ft |
| 6 codos (std) | 3/4" | 6 X 2 | 12.0 ft |
| 3 T normal | 3/4" | 3 X 4 | 12.0 ft |
| 2 reducciones | | 2 X 0.4 | 0.8 ft |
| 1 medidor de flujo | | 1 X 0.4 | 0.4 ft |
| | | L = | <u>35.0 ft</u> |
| Para válvula de control totalmente abierta | | | L = 0.4 ft |
| " " " " | 1/4 | cerrada | L = 2.5 ft |
| " " " " | 1/2 | " | L = 14.0 ft |
| " " " " | 3/4 | " | L = 57.0 ft (Fig.18) |

El cálculo de la fricción se incluye como ejercicio de cálculo, sabiendo que es una variable importante en flujo de fluidos, pero en éste caso no hay curva de operación del sistema, por lo que no es graficada.

TABLA 1 DATOS Y CALCULOS BOMBA 1 (azul)

| VALVULA DE CONTROL | P succión cm Hg-lb/in ² | P descarga Kg/cm ² -lb/in ² | GASTO l/min-gal/min-ft ³ /seg | | | PERDIDAS h _f fricción ft | ΔP(2.31) H ft |
|--------------------|---------------------------------------|------------------------------------------------------|---------------------------------------------|-------|------------------------|----------------------------------------|------------------|
| ABIERTA 100% | -16=3.094 | 1.5=21.34 | 38 | 10.03 | 22.34X10 ⁻³ | 8.4 | 56.44 |
| 1 VUELTA CDA | -15=2.90 | 1.55=22.05 | 37 | 9.77 | 21.73 " | 9.01 | 57.63 |
| 2 " " | -14.5=-2.8 | 1.58=22.48 | 36 | 9.51 | 21.18 " | 11.3 | 58.39 |
| 2 1/2" | " -14=-2.7 | 1.6=22.76 | 35.5 | 9.37 | 20.87 " | 11.5 | 58.81 |
| 3 " " | " -14=-2.7 | 1.6=22.76 | 33.5 | 8.85 | 19.71 " | 11.97 | 58.81 |
| 3 1/4" | " -13.5=-2.61 | 1.61=22.9 | 31 | 8.19 | 18.24 " | 12.4 | 58.92 |
| 3 1/2" | " -13=-2.51 | 1.62=23.05 | 30.5 | 8.058 | 17.95 " | 13.26 | 59.04 |
| 3 3/4" | " -12.5=-2.417 | 1.63=23.19 | 26.5 | 7 | 15.59 " | 10.2 | 59.16 |
| 4 " " | " -11=-2.12 | 1.66=23.62 | 17.5 | 4.62 | 10.29 " | 6 | 59.45 |
| 4 1/8" | " -10=-1.93 | 1.7=24.19 | 12.5 | 3.3 | 7.35 " | 3.6 | 60.33 |
| 4 1/4" | " -9.5=-1.83 | 1.72=24.47 | 8 | 2.11 | 4.70 " | 2.0 | 60.76 |
| 4 3/8" | " -8.5=-1.64 | 1.76=25.04 | 3.5 | 0.92 | 2.04 " | 0.5 | 61.65 |
| 4 1/2" | " -8=-1.547 | 1.84=26.18 | 1.0 | 0.069 | 0.153 " | - | 64.04 |
| 4 3/4" | " -8=-1.547 | 1.91=27.18 | - | - | - | - | 66.35 |
| CERRADA | -8=-1.547 | 1.92=27.35 | - | - | - | - | 67. |

CURVA Q. VS. H. BOMBA B1 (azul).

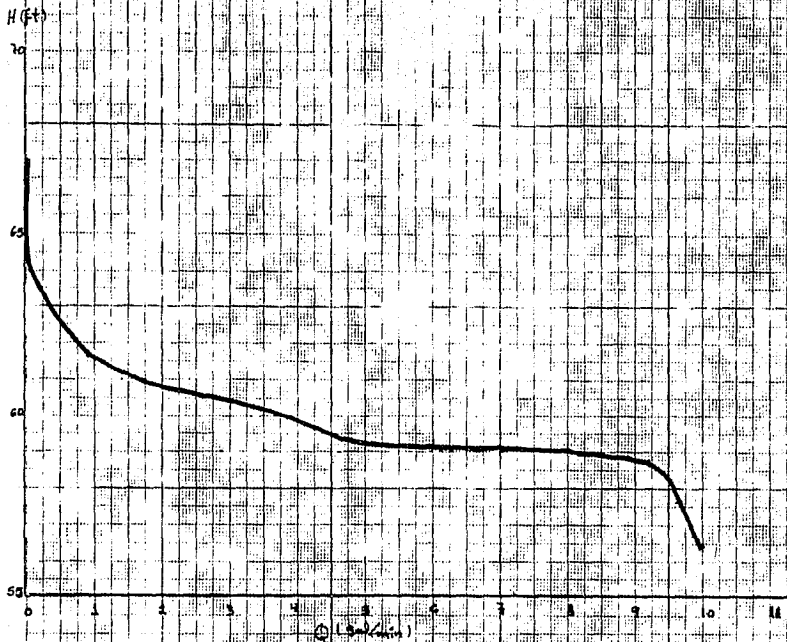


TABLA 2 DATOS Y CALCULOS BOMBA 2 (verde)

| VALVULA DE CONTROL | P succión cm Hg-lb/in ² | P descarga Kg/cm ² -lb/in ² | GASTO l/min-gal/min-ft ³ /seg | | | PERDIDAS h _s Fricción ζ t | $\Delta P(2.31)$ Hrt |
|--------------------|---------------------------------------|------------------------------------------------------|---------------------------------------------|-------|--------|-----------------------------------------------|-------------------------|
| ABIERTA 100% | -8=-1.547 | 0.78=11.09 | 26 | 6.86 | 0.0152 | 4.17 | 29.19 |
| 1 VUELTA CDA. | -8=-1.547 | 0.78=11.09 | 25.5 | 6.73 | 0.0150 | 5.63 | 29.19 |
| 2 " " | -7.5=-1.450 | 0.8=11.38 | 25 | 6.60 | 0.0147 | 5.59 | 29.63 |
| 3 " " | -7=-1.353 | 0.81=11.52 | 25 | 6.6 | 0.0147 | 6.61 | 29.73 |
| 3 1/2 " " | -6.5=-1.257 | 0.82=11.66 | 23.5 | 6.20 | 0.0138 | 7.55 | 29.83 |
| 3 3/4 " " | -6=-1.16 | 0.85=12.09 | 22.5 | 5.94 | 0.0132 | 7.34 | 30.60 |
| 3 7/8 " " | -5.8=-1.12 | 0.88=12.52 | 22 | 5.81 | 0.0129 | 7.04 | 31.5 |
| 4 " " | -5.6=-1.08 | 0.9=12.80 | 20 | 5.28 | 0.0117 | 7.16 | 32.06 |
| 4 1/8 " " | -5=-0.967 | 0.93=13.23 | 18 | 4.75 | 0.0105 | 7.77 | 32.79 |
| 4 1/4 " " | -4.5=-0.870 | 0.98=13.94 | 16 | 4.22 | 0.0094 | 6.45 | 34.21 |
| 4 3/8 " " | -4.3=-0.831 | 1.05=14.94 | 12.5 | 3.3 | 0.0073 | 4.34 | 36.43 |
| 4 1/2 " " | -4=-0.773 | 1.1=15.65 | 10 | 2.64 | 0.0058 | 2.94 | 37.93 |
| 4 5/8 " " | -3.8=-0.735 | 1.18=16.78 | 6 | 1.58 | 0.0035 | 1.24 | 40.45 |
| 4 3/4 " " | -3=-0.580 | 1.3=18.49 | 1 | 0.264 | 0.0005 | .05 | 44.05 |
| 4 7/8 " " | -2=-0.386 | 1.4=19.92 | - | - | - | - | 46.90 |
| CERRADA " | -2=-0.386 | 1.42=20.20 | - | - | - | - | 47.55 |

CURVA Q VS. H. BOMBA B2 (verde)

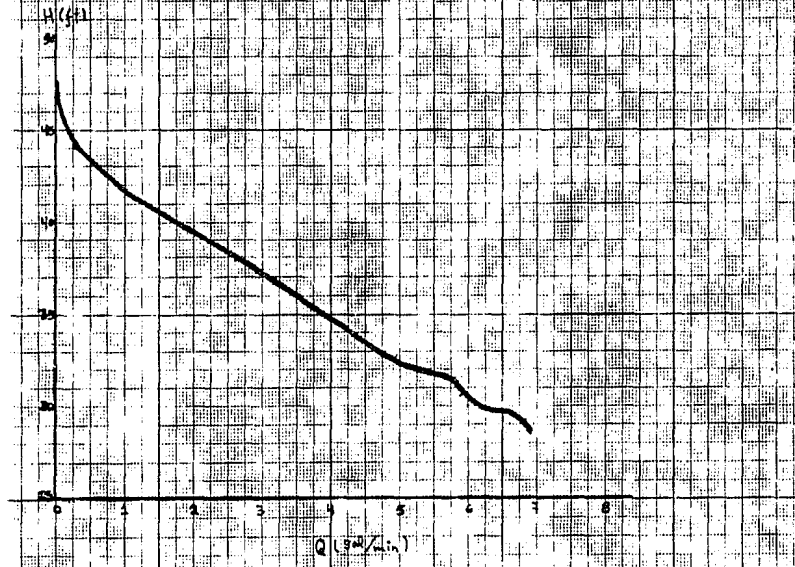


TABLA 3 DE DATOS Y CALCULOS BOMBAS EN SERIE

| VALVULA DE CONTROL | P succión cm Hg-lb/in ² | P descarga Kg/cm ² -lb/in ² | GASTO l/min-gal/min | | ΔP(2.31) Hft | PERDIDAS fricción hf. |
|--------------------|---------------------------------------|------------------------------------------------------|------------------------|-------|-----------------|--------------------------|
| ABIERTA 100% | -14=-2.7 | 2.2=31.3 | 41 | 10.83 | 78.55 | 10.34 |
| 1 VUELTA CDA | -14=-2.7 | 2.21=31.44 | 40 | 10.56 | 78.88 | 10.31 |
| 2 " " | -13.5=-2.61 | 2.23=31.73 | 39.5 | 10.43 | 79.33 | 13.66 |
| 2 1/2 " " | -13=-2.51 | 2.25=32.01 | 39 | 10.3 | 79.76 | 13.5 |
| 3 " " | -12.5=-2.41 | 2.27=32.30 | 38 | 10.03 | 80.18 | 14.81 |
| 3 1/2 " " | -12=-2.32 | 2.3=32.72 | 36 | 9.51 | 80.94 | 14.26 |
| 3 5/8 " " | -11=-2.12 | 2.34=33.29 | 34 | 8.98 | 81.81 | 13.99 |
| 3 3/4 " " | -10=-1.93 | 2.42=34.43 | 31.5 | 8.32 | 84.00 | 12.2 |
| 4 " " | -9=-1.74 | 2.54=36.14 | 22.5 | 5.94 | 87.51 | 9.17 |
| 4 1/8 " " | -7=-1.353 | 2.68=37.55 | 15.5 | 4.095 | 88.09 | 8.91 |
| 4 1/4 " " | -6=-1.16 | 2.8=39.84 | 9 | 2.37 | 94.71 | 4.06 |
| 4 3/8 " " | -5=-0.967 | 3.0=48.69 | 2.5 | 0.58 | 101.9 | 2.2 |
| 4 1/2 " " | -4=-0.773 | 3.25=46.24 | 0.5 | 0.132 | 108.62 | 0.5 |
| 4 3/4 " " | -3=-0.580 | 3.4=48.38 | - | - | 113.00 | - |
| 5 " " | -2=-0.386 | 3.45=49.09 | - | - | 114.3 | - |
| CERRADA | -1.5=-0.29 | 3.5=49.8 | - | - | 115.7 | - |

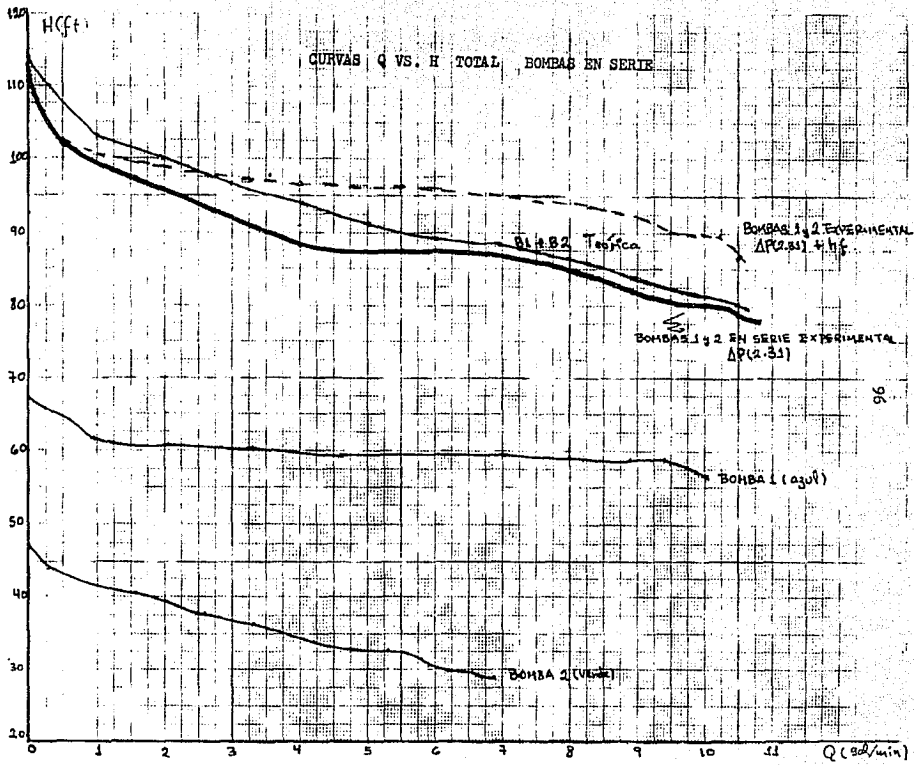
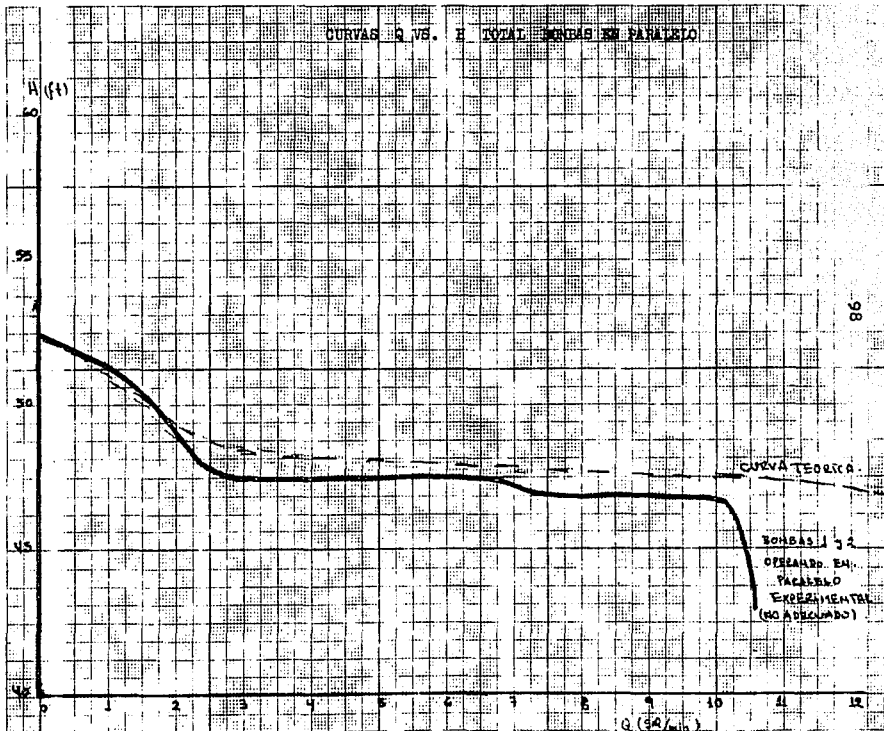


TABLA 4 DE DATOS Y CALCULOS BOMBAS EN PARALELO

| VALVULA DE CONTROL | P succión cm Hg-lb/in ² | P descarga Kg/cm ² -lb/in ² | GASTO l/min-gal/min | | AP(2.31) Hft | PERDIDAS hf. fricción ft |
|--------------------|---------------------------------------|------------------------------------------------------|------------------------|-------|-----------------|-----------------------------|
| ABIERTA 100% | -8=-1.547 | 1.2=17.07 | 40 | 10.56 | 43.02 | 4.57 |
| 1 VUELTA CDA | -8=-1.547 | 1.28=18.21 | 39 | 10.3 | 45.63 | 5.11 |
| 2 " " | -8=-1.547 | 1.3=18.49 | 38.46 | 10.16 | 46.88 | 7.78 |
| 2 1/2 " " | -8=-1.547 | 1.3=18.49 | 36 | 9.51 | 46.88 | 7.65 |
| 3 " " | -8=-1.547 | 1.3=18.49 | 32.25 | 8.52 | 46.88 | 7.71 |
| 3 1/2 " " | -8=-1.547 | 1.3=18.49 | 30.76 | 8.12 | 46.88 | 10.04 |
| 3 3/4 " " | -8=-1.547 | 1.33=18.92 | 28.33 | 7.48 | 47.27 | 9.24 |
| 4 " " | -7=-1.353 | 1.35=19.21 | 24.15 | 6.64 | 47.49 | 9.06 |
| 4 1/8 " " | -7=-1.353 | 1.35=19.21 | 19 | 5.01 | 47.49 | 5.54 |
| 4 1/4 " " | -7=-1.353 | 1.35=19.21 | 15.01 | 3.96 | 47.49 | 4.72 |
| 4 3/8 " " | -6.5=-1.257 | 1.35=19.21 | 11.0 | 2.9 | 47.5 | 3.5 |
| 4 1/2 " " | -6=-1.16 | 1.4=19.92 | 8.83 | 2.33 | 48.69 | 1.82 |
| 4 3/4 " " | -6=-1.16 | 1.45=20.63 | 5.36 | 1.49 | 50.33 | 0.91 |
| 4 7/8 " " | -6=-1.16 | 1.48=21.06 | 4.0 | 1.056 | 51.32 | 0.5 |
| 5 " " | -6=-1.16 | 1.51=21.48 | 1.0 | 0.264 | 52.29 | - |
| CERRADA | -6=-1.16 | 1.52=21.63 | - | - | 52.3 | - |

CURVAS Q VS. H TOTAL BOMBAS EN PARALELO



Para el cálculo de la potencia al freno (Pot_f), potencia hidráulica (Pot_h), y la eficiencia (η), de las bombas B1 y B2 trabajando en forma individual aplicamos las siguientes fórmulas: $Pot_f = VI \cos \phi$ ya que son motores monofásicos de corriente alterna, por lo que V = voltaje pico, I = amperaje pico y ϕ es el ángulo de fase entre ambas magnitudes, pero como se trata de corriente alterna la cual no tiene un voltaje constante y cambia periódicamente de polaridad, utilizaremos los valores de voltaje y amperaje raíz cuadrática media (rms), es decir $Pot_f = V_{rms} I_{rms} \cos \phi$ donde $V_{rms} = V_{pico}/\sqrt{2}$ y $I_{rms} = I_{pico}/\sqrt{2}$ y corresponden a los valores reales, así por ejemplo, para la bomba B1 (azul) con válvula de control 100% abierta voltaje leído en electropinza $V=120V$ y amperaje $I=8A$

$$V_{rms} = 120/\sqrt{2} = 84.84V; I_{rms} = 8/\sqrt{2} = 5.657A,$$

para el factor de potencia tenemos que a plena carga $\cos \phi = 0.85$ y a vacío $\cos \phi = 0.3$, de manera que si tomamos en cuenta las aberturas de la válvula de control tenemos lo siguiente, abierta 100% $\cos \phi = 0.85$ la potencia al freno $Pot_f = 84.84V \times 5.657A \times 0.85 = 407 \text{ Watts (W)}$

$$407W \times 1HP/746W = 0.545 \text{ BHP.}$$

Para el cálculo de la potencia hidráulica aplicamos $Pot_h = (Q \times H_t \times \rho) / \rho_c = 22.34 \times 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{seg} \times 64.84 \text{ ft} \times 62.3 \text{ lb}/\text{ft}^3 \text{ lb}_f/\text{lb} = 90270 \times 10^{-3} \text{ lb}_f\text{ft}/\text{seg}$

$$90270 \times 10^{-3} \text{ lb}_f\text{ft}/\text{seg} \times 1HP/550 \text{ lb}_f\text{ft}/\text{seg} = 0.164HP.$$

Para la eficiencia tenemos $\eta = Pot_h/Pot_f \times 100 = .164/.545 \times 100 = 30\%$, llevando esta secuencia de cálculo tenemos las siguientes tablas:

TABLA DE DATOS Y CALCULOS BOMBA 1 (azul) (POTENCIA Y EFICIENCIA)

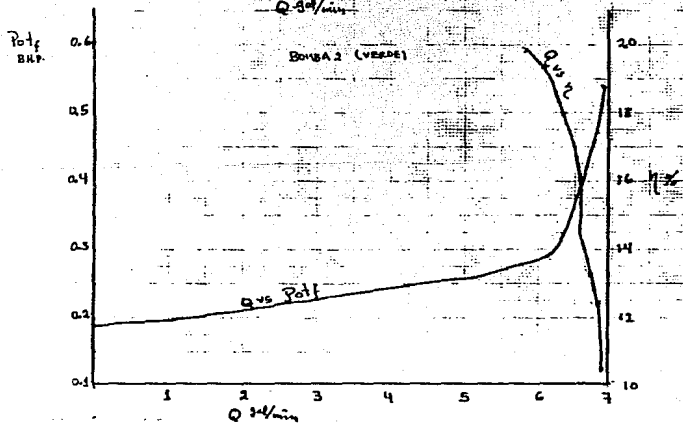
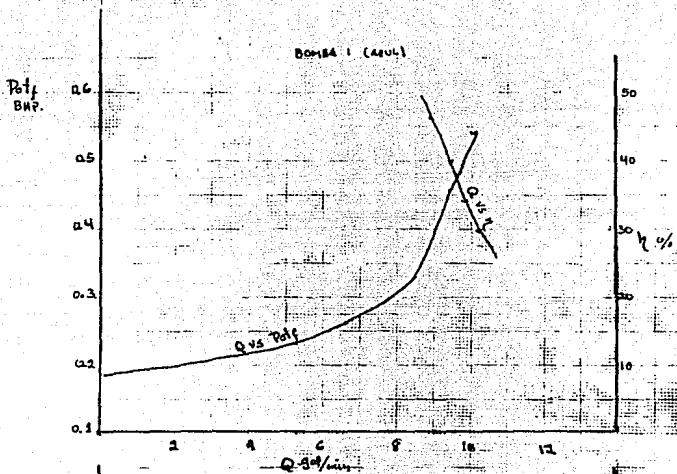
| VALVULA DE CONTROL | GASTO gal/min - ft^3/seg $\times 10^{-3}$ | | COS ϕ | H_T ft | Pot _r H.P. | Pot _h H.P. | η % |
|--------------------|-----------------------------------------------------------------|-------|------------|-------------|--------------------------|--------------------------|-------------|
| ABIERTA 100% | 10.03 | 22.34 | 0.85 | 64.84 | 0.545 | 0.164 | 30 |
| 1 VTA. CDA. | 9.77 | 21.73 | 0.74 | 66.64 | 0.485 | 0.164 | 34.36 |
| 2 " " | 9.51 | 21.18 | 0.63 | 69.69 | 0.426 | 0.167 | 39.39 |
| 3 " " | 8.85 | 19.71 | 0.52 | 70.78 | 0.335 | 0.158 | 47 |
| 4 " " | 4.62 | 10.29 | 0.41 | 65.45 | 0.264 | .076 | 28 |
| 5 " " | - | - | 0.3 | 67 | 0.192 | - | - |

TABLA DE DATOS Y CALCULOS BOMBA 2 (verde) (POTENCIA Y EFICIENCIA)

| VALVULA DE CONTROL | gal/min - ft^3/seg $\times 10^{-3}$ | | COS ϕ | H_T ft | Pot _r H.P. | Pot _h H.P. | η % |
|--------------------|--------------------------------------------------------|------|------------|-------------|--------------------------|--------------------------|-------------|
| ABIERTA 100% | 6.86 | 15.2 | .85 | 33.36 | .545 | .0575 | 10.5 |
| 1 VTA. CDA. | 6.73 | 15 | .74 | 34.82 | .477 | .059 | 12.4 |
| 2 " " | 6.6 | 14.7 | .63 | 35.22 | .403 | .0586 | 14.5 |
| 3 " " | 6.6 | 14.7 | .52 | 36.34 | .333 | .060 | 18 |
| 3 1/2 " | 6.2 | 13.8 | .465 | 37.38 | .297 | .058 | 19.4 |
| 4 " " | 5.28 | 11.7 | .41 | 39.44 | .262 | .052 | 19.7 |
| 4 1/2 " | 2.64 | 5.8 | .365 | 38.87 | .233 | .0255 | 10.9 |
| 5 " " | - | - | .3 | 47.55 | .192 | - | - |

Es de hacerse notar que éste método es aproximado, y si se quisiera sacar con un método más preciso se tendría que utilizar la expresión de el par mecánico donde $H.P. = T \times N/K$ que implica:

T = torca en Kg/m ó lb/ft; K= constante = 716 y N revoluciones -- por minuto trabajando a diferentes cargas, para aplicar ésta expresión de la potencia necesitamos un aparato para medir las RPM, (tacómetro) y un aparato para medir la torca T, además de otros implementos que no existen en el laboratorio de Ingeniería Química, y de acuerdo al objetivo serían difíciles de conseguir como lo es para mí a los estudiantes de Farmacia que realizarán ésta práctica, por lo que para ellos propongo sólo se llegue a la operación y estudio de la cabeza y el gasto.



CONCLUSIONES

- Al operar las bombas en forma individual, hay una caída de presión apreciable, debido a la forma que tiene el circuito hidráulico de recorridos rectos muy cortos.
- El gasto que maneja la bomba B1 es de 10.03 gal/min., con una caída de presión de 8.4 ft., y es aproximadamente el doble de gasto de la bomba B2 que es de 6.86 gal/min., que registra una caída de presión de aproximadamente la mitad, por lo que a mayor gasto mayor caída de presión.
- La característica de las válvulas de control, es que en un rango muy pequeño hasta de 1/8 de vuelta el gasto cae drásticamente, existiendo en ellas una caída de presión fuerte al estar más de dos vueltas cerradas; registrando en la bomba B1 una caída máxima a las 3 1/2 vueltas cerrada, y en la bomba B2 a las 4 1/8, esto en función del gasto manejado.
- Por la razón del punto anterior se trabajó con aberturas de válvula de control de hasta 1/8 de vuelta, encontrándose (según gráficas) un gasto óptimo de operación en B1 de 8.058 gal/min a una cabeza de 59.04 ft; y en la bomba B2 de 4.22 gal/min a una cabeza de 34.21 ft; esto tomando en cuenta mayor gasto manejado a una cabeza relativamente alta.

- En la operación de bombas en serie se observa que la gráfica experimental es ligeramente menor en la cabeza que la curva de la suma de las dos bombas individuales, lo anterior se debe en primer lugar a los puntos donde se realiza el balance, que en el caso de B1 y B2, la presión de succión y descarga se lee a la entrada y salida de las bombas, por lo que $h_f = 0$, pero en el caso de sistema en serie, el líquido recorre casi todo el trayecto entre las lecturas de succión y descarga, es decir del M5 al M4, existiendo una considerable pérdida por fricción, que de ser graficada daría mayor la curva experimental, es también conveniente hacer notar, que el sistema en serie maneja más gasto que cualquiera de las dos bombas, y a mayor gasto menor cabeza, lo anterior se debe a que la succión se refuerza con las dos bombas en serie, absorbiendo más fluido.
- En la operación de las bombas en paralelo, claramente se observa que este sistema no es conveniente operarlo así, ya que inclusive el gasto total manejado, es menor que el de sistema en serie, y esto se puede deber al taponamiento aparente que la bomba mayor, realiza sobre la bomba menor ya que no son iguales, así se reporta la curva correspondiente con un gasto mayor de 10.56 gal/min., contra 10.83 gal/min del sistema en serie, cálculo que fue hecho interpolando, ya que el gasto se reparte en forma propor--

cional, si se quisiera obtener la curva real, es necesario instalar un medidor de flujo en cada bomba.

En conclusión el sistema para operar las bombas más apropiado es en serie ya que nos da un gasto alto a una cabeza alta; en cambio en paralelo nos da un gasto menor al de serie y una cabeza mucho menor, casi la mitad.

En cuanto a la instalación del equipo, vemos que le faltan algunos aditamentos importantes como son: el wattímetro, y el tablero de controles, así como una tubería para llenar la tina.

Para calcular la potencia y la eficiencia se puede observar en las gráficas, las curvas Q VS. Pot_{ϕ} y Q VS. η son bastante irregulares, ya que el modelo $Pot_{\phi} = VI\sqrt{3}$, sólo opera para motores trifásicos, así para realizar un cálculo más preciso en este tipo de motores monofásicos, debemos de aplicar el modelo siguiente: $H.P. = T \times N/K$ y para ello necesitamos aparatos que son difíciles de conseguir en el laboratorio de Ingeniería Química, por otra parte como el objetivo de la práctica es que trabajen alumnos de Tecnología Farmacéutica, sería muy difícil que ellos consiguieran dichos aparatos para realizar los cálculos antes mencionados, por ésta razón éste trabajo sólo abarcará gasto y cabeza total.

Por otra parte observando las gráficas de potencia y eficiencia

podemos ver que la eficiencia es muy baja utilizando éste método que dista un poco de la realidad.

Sí debemos de dejar claro que a éste sistema no se le puede determinar la curva de operación, tampoco tiene cabeza estática de succión, ni un tanque elevado donde descargar, por lo que sólo se calcula la pérdida por fricción, para analizar cómo se comporta de acuerdo al gasto manejado, y a la abertura de la válvula de control, y cómo práctica de cálculo.

CAPITULO VI

INSTRUCTIVO DE LA PRACTICA

El presente trabajo se desarrolló en su parte teórica en la biblioteca de la Facultad de Química, y en su parte experimental en el laboratorio de Ingeniería Química de la misma escuela, el proyecto fue realizado entre el laboratorio de Ingeniería Química y el de Tecnología Farmacéutica, siendo diseñado el equipo por el Ing. Ricardo Pérez Camacho y la operación del mismo enfocada a su aplicación a Tecnología Farmacéutica por el autor de éste trabajo, asesorado por el Ing. Joaquín Pérez Ruelas; hago la aclaración que en su instalación y acondicionamiento participamos activamente.

6.1 OBJETIVO DE LA PRACTICA

El objetivo de la presente práctica es poner en contacto a los alumnos de operaciones unitarias farmacéuticas con la operación de manejo de fluidos, así el alumno comprenderá el uso de las bombas, tuberías, manómetros y accesorios en el manejo de un líquido, y será capaz de manejar las principales variables de la operación como son: el gasto, la presión de succión y descarga, la cabeza, la potencia y la eficiencia en un sistema de bombas centrífugas, obteniendo las curvas características de operación

como son: gasto vs. cabeza, gasto vs. potencia, gasto vs. eficiencia.

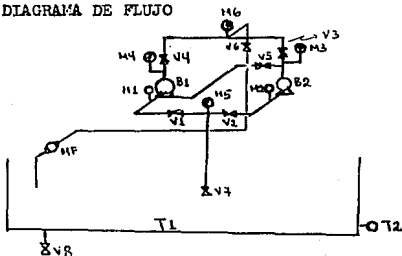
Por otra parte operará el sistema en serie y en paralelo obteniendo ventajas y desventajas de cada operación en cuanto a gasto, presión y cabeza.

6.2 MATERIAL Y EQUIPO EMPLEADO

El líquido empleado será agua ó una solución diluida de M.C.C. - en agua, ó sea un fluido newtoniano.

- . Tina de acero inoxidable
- . Tren de dos bombas centrífugas
- . Sistema de tuberías y accesorios, con manómetros graduados en Cm Hg, $\frac{lb}{in^2}$, y $\frac{Kg}{cm^2}$
- . Medidor de flujo de lectura directa graduada en litros
- . Cronómetro
- . Pinza para medición de voltaje y amperaje ó wattímetro

6.3 DIAGRAMA DE FLUJO



6.4 DESCRIPCION DEL EQUIPO

De acuerdo al diagrama de flujo tenemos:

B1 y B2 bombas centrífugas con motor de 0.5 C.P., 120V, 9.9A, -
60 KZ, 3490 RPM de rotación fija.

M1, M2 y M5 vacuómetros graduados en CmHg 6 pulgadas de Hg.

M3, M4, M6, manómetros graduados en Kg/cm² y lb/in²

MF Medidor de flujo graduado en litros.

V1, V2, V3, V4, V5, V6, V8 Válvulas de compuerta de 3/4"

V7 Válvula check de 1"

T1 Tina de succión y descarga de acero inoxidable

T2 Termómetro graduado en grados centígrados

Tubería en la succión de 1" con reducción a 3/4" en la misma suc-
ción y todo el sistema de 3/4" , sólo después del medidor de flu-
jo tubería de 1/2". Toda la tubería de acero cédula 40

6.5 PARTE EXPERIMENTAL C DESARROLLO.

6.5.1 CERTIFICACION DEL EQUIPO

Antes de empezar a operar, certificar que el equipo se encuentre en condiciones de hacerlo, así checar que la válvula 8 de la tina esté cerrada, y que todas las válvulas y manómetros así como las bombas no tengan fugas. También checar que la sensibilidad de los manómetros sea la adecuada en el rango de operación, pro-

ceder enseguida a llenar la tina y operar como se describe a continuación.

6.5.2 CALIBRACION DE INSTRUMENTOS PARA SU OPERACION.

La calibración de los instrumentos como ya se mencionó, debe de hacerse de acuerdo a las operaciones siguientes:

- a) Operación de Bomba 1 (azul). Se debe de checar y alinear la tubería, abriendo totalmente las válvulas V1, V4 y V6, controlando el flujo con V4 y cerrando V5 y V2 para su operación, chequeando la sensibilidad de vacuómetros y manómetros que quedan sobre ésta línea, tomando las lecturas en las unidades de éstos aparatos y reportándolas como se indica en la tabla de datos que aparece más adelante, en caso de estar descalibrados, proceder a calibrarlos, (parte trasera del aparato).
- b) Operación Bomba 2 (verde). Proceder de la misma manera que en la experiencia anterior, alineando la tubería, abriendo totalmente las válvulas V2, V3 y V6, controlando el flujo con V3 y cerrando V5 y V1, checar y tomar datos como en el caso anterior. Para el caso de los gastos, checar el volúmen que pasa en el tiempo que tarda en pasar, ésto hacerlo con el cronómetro; en el caso del voltaje y el amperaje, usar la pinza de medición, previa explicación del conductor, ó si existe el wattímetro, leer directamente las lecturas.

- c) Operación de bombas en serie. Alinear la tubería abriendo totalmente V2, V5, V4 y V6, cerrando V1 y V3, controlando el flujo con V4, de los datos obtenidos de presión y gasto comparar los resultados con las experiencias anteriores y sacar conclusiones.
- d) Operación de bombas en paralelo. Abrir todas las válvulas excepto V5, que permanece cerrada controlando el flujo con V6, tomar los datos de presión y gasto y compararlos con las experiencias anteriores, sacar conclusiones.

6.6 TOMA DE DATOS Y CALCULOS.

Los datos que se deben tomar son los siguientes: volúmen, tiempo de operación a régimen continuo, presión de succión, presión de descarga, voltaje y amperaje con las aberturas indicadas en la tabla de datos de la válvula de control, efectuando las conversiones de unidades convenientes y realizando los cálculos que se muestran en la siguiente tabla. Repetir tabla de datos y cálculos para la operación de la bomba B2 (verde), para la operación del sistema en serie y para la operación del sistema en paralelo.

TABLA DE DATOS Y CALCULOS BOMBA 1 (azul)

| VALVULA DE CONTROL | P succión cm Hg-lb/in ² | P descarga Kg/cm ² -lb/in ² | GASTO l/min-gal/min-ft ³ /seg | PERDIDAS h _f Fricción ft | h _p (2.31) Hft | V (Volts) | A (Amperes) |
|--------------------|---------------------------------------|------------------------------------------------------|---------------------------------------------|----------------------------------------|------------------------------|--------------|----------------|
| ABIERTA 100% | | | | | | | |
| 1 VUELTA CERRADA | | | | | | | |
| 2 | " | " | | | | | |
| 3 | " | " | | | | | |
| 3 1/2 | " | " | | | | | |
| 3 3/4 | " | " | | | | | |
| 3 7/8 | " | " | | | | | |
| 4 | " | " | | | | | |
| 4 1/8 | " | " | | | | | |
| 4 1/4 | " | " | | | | | |
| 4 3/8 | " | " | | | | | |
| 4 1/2 | " | " | | | | | |
| 4 5/8 | " | " | | | | | |
| 4 3/4 | " | " | | | | | |
| 4 7/8 | " | " | | | | | |
| CERRADA | | | | | | | |

CALCULOS.

Con las lecturas de volúmen en litros y el tiempo en segundos, -
calcular el gasto litros/min, pasarlos a galones/min y ft^3/seg .

Ejemplo: Bomba B1 (azul)

Válvula 100% abierta Volúmen = 20 litros tiempo = 20 seg.

Gasto $Q = V/t = 20 \text{ l}/30 \text{ seg} = 0.667 \text{ l/seg} \times 60 \text{ seg} = 40 \text{ l/min}$

$40 \text{ l/min} \times 1 \text{ gal}/3.785 \text{ l} = 10.568 \text{ gal/min}$

$Q = 0.667 \text{ l/seg} \times 1/28.31 = 0.02354 \text{ ft}^3/\text{seg}$.

Las lecturas de presión de succión se leen en cm Hg (vacío), pa-
sarlas a lb/in^2 . Ejemplo:

$P_s = -8 \text{ cm Hg} \times 1 \text{ atm}/76 \text{ cm Hg} \times 14.7 \text{ lb}/\text{in}^2/1 \text{ atm} = 1.547 \text{ lb}/\text{in}^2$

Así la presión de descarga:

$P_d = 1.2 \text{ Kg}/\text{cm}^2 \times 14.7 \text{ lb}/\text{in}^2/1.033 \text{ Kg}/\text{cm}^2 = 17.07 \text{ lb}/\text{in}^2$

Aplicando el teorema de Bernoulli:

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha g_c} + \Delta h + \frac{\Delta P(2.31)}{S_g} + h_f = H_T \quad (f4)$$

Para el caso de éste experimento: $v_2 = v_1 \therefore \Delta v^2 = 0$ y $h_2 = h_1 \therefore \Delta h = 0$

$$\therefore H_T = \frac{\Delta P(2.31)}{S_g} + h_f = \frac{P_d - P_s(2.31)}{S_g} + h_f$$

Así: $(P_d - P_s)(2.31)/S_g = 17.07 - (-1.547)(2.31)/1 = 43.02 \text{ ft}$

Para el cálculo de las pérdidas por fricción h_f , necesitamos -
los datos de temperatura de operación, la gravedad específica y -
la viscosidad absoluta en centipoises, con éste dato calculamos-

la viscosidad cinemática $\nu = \frac{\mu}{\rho}$

$$\text{Así } \nu = 1 \text{ C}_p \times 6.72 \times 10^{-4} \text{ lb/ftseg} / \text{C}_p / 62.3 \text{ lb/ft}^3 =$$

$$.1078 \times 10^{-4} \text{ ft}^2/\text{seg} \times 144 = 1.55 \times 10^{-3} \text{ in}^2/\text{seg}(\text{N})$$

Medimos la longitud de la tubería del circuito que vamos a operar, y sacamos la longitud equivalente para cada uno de los accesorios y válvulas de dicho circuito, considerando la abertura de la válvula de control (Fig. 18). Con el gasto Q en gal/min, calculamos la velocidad $V = Q / (\pi r^2 \times 2.31) (ft/sec)$ donde r es el radio interno de la tubería, en seguida calcular el Reynolds.

$Re = 12 \sqrt{D} V / \nu$, D diámetro interno de la tubería en in; V en ft/seg; y ν en in^2/seg , el Re es adimensional. Con ϵ/D donde ϵ es el coeficiente de lisura del tubo (Fig. 17) y D en in y con el Reynolds en la gráfica de la fig. 17 obtenemos el factor de fricción f' y aplicamos: $h_f = \frac{6 \times f' \times \sum L \times V^2}{D g}$ donde $\sum L =$ longitud de tramos rectos $L_R +$ longitud equivalente L_e (ft); $D =$ diámetro interno del tubo en in; $V =$ velocidad ft/seg y $g = 32.2 \text{ ft/seg}^2$. Así la cabeza total $H_T = \Delta P (2.31) / S_g + h_f$, resultando en ft de fluido. Realizar éstos cálculos para cada una de las aberturas de la válvula de control, y reportarla en la tabla correspondiente al sistema que se esté operando.

5.7 FORMA DE REPORTE Y CONCLUSIONES.

El reporte debe incluir lo siguiente:

- . Carátula con nombre de la práctica, nombre del conductor, nombre del alumno; así como materia, grupo y fecha.
- . Objetivo de la práctica.
- . Diagrama de flujo.
- . Parte experimental ó desarrollo.
- . Cuadro de datos y cálculos.
- . Gráficas, gasto contra cabeza, de las bombas operando en forma individual.
- . Gráficas, gasto contra cabeza, teóricas y experimentales del sistema operando en serie y en paralelo.
- . Contestar el siguiente cuestionario, u otro que el conductor formule:
 - 1.- ¿Cómo afecta la viscosidad a la cabeza obtenida de una bomba empleando el mismo gasto?
 - 2.- ¿Qué ventajas tiene el uso de bombas centrífugas en el manejo de líquidos?
 - 3.- ¿Qué tipo de bomba usamos para manejar fluidos muy viscosos?
 - 4.- ¿Qué significa el N.P.S.H. de una bomba?¿Cómo se puede modificar?

- 5.- Según tus resultados ¿Cómo se comporta la cabeza de la bomba al variar el gasto? ¿Cuál podría ser el punto de operación - óptimo?
- 6.- ¿Cómo son las gráficas Q vs. H_T teóricas comparadas con las experimentales? Dar el porqué de sus respuestas si son diferentes.

CONCLUSIONES.

De acuerdo a la experiencia adquirida en la siguiente práctica, anotar 4 conclusiones relacionadas con el gasto, la cabeza, la operación de una bomba sola, la operación de bombas en serie, la operación de bombas en paralelo y la forma en que operarías en condiciones óptimas el sistema; así como la caída de presión en las diferentes formas de operar el sistema.

VII BIBLIOGRAFIA

- 1.- The Flow of Complex Mixtures in Pipes. Govier/Aziz Jon
Nestrland Reinhold Company. 1972.
- 2.- Práctica de Operaciones Unitarias Farmacéuticas. Ma. Luisa
Galicia Pineda. UNAM 1988.
- 3.- Theory and Practice of Industrial Pharmacy. Leon Lochman ,
Herbert A. Lieberman. Joseph J. Kanang. Ed. Lea & Febiger,
Philadelphia 1986.
- 4.- Ingeniería Farmacéutica. C. Jeannin, A. Mangeot y A. Vera
in. Edit. El Manual Moderno, 1986.
- 5.- Prácticas de Laboratorio de Ingeniería Química. UNAM. UNAM.
- 6.- Tecnología Farmacéutica, Texto para el Ing. Farmacéutico.
Traducido por Vicente Montejo. Edit. Acribia 4a. Ed.
- 7.- Practice of Pharmacy Remington's. Martin Cook. Editorial
Mack Publishing Co. 1961 4a. Ed.
- 8.- Principles of Physical Chemistry. Maron and Prutton. The
Mac Millan, Company. N. York, 1965.
- 9.- Principios de los Procesos Químicos. O. A. Hougen, K. M.
Watson, R.A. Ragatz. Edit. Reverté, S.A. 1980.
- 10.- Fisicoquímica. Gilbert W. Castellan. Edit. Sitsa, 1987.

- 11.- Chemical Process Analysis Mass and Energy Balances.
William L. Luyben, Leonard A. Wenzel. Edit. Prentice Hall International.
- 12.- Principles of Units Operations. Alan S. Foust, Leonard A. Wenzel, C. W. Clump, L. Kaus, L. Bryce Andersen. Edit. Wiley International Edition, 1960.
- 13.- Applied Process Design for Chemical Plants. Volúmen I Ernest E. Ludwig. Gulf Publishing Co. 1980
- 14.- Fluid Power Theory and Applications. James A. Sullivan. Reston Publishing Co. Inc. 1975
- 15.- Bombas, Teoría, Diseño y Aplicación. Manuel Viejo Zubicaray Limusa, 1977.
- 16.- Bombas, su Selección y Aplicación. Tyler G. Hicks, BME, - Edit. Compañía Editorial Continental, S.A. México, 1978.
- 17.- Chemical Engineering/Deskbook. Abril 14, 1969.
- 18.- Chemical Engineers Handbook. J. H. Perry Mc Graw Hill - Book Company Inc. N. York. 1950. 3a. Ed.
- 19.- Diseño de una Práctica para el Laboratorio de Ingeniería - Química con Bombas Centrifugas en Serie y Paralelo. Ricardo Pérez Camacho. México, 1982.