





Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta 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.

Con todo cariño: a mis padres y hermanas.

A Dicela.

Con agradecimiento: a todos mis maestros.

Con aprecio: a mis compañeros y amigos.

CONTENIDO.

CAPITULO.

Introducción.	I.
Generalidades sobre medición y control.	II.
Descripción de la planta.	III.
Cálculo del equipo.	IV.
Costos.	V.
Conclusiones.	VI.
Bibliografía.	VII.

## CAPITULO I.

### INTRODUCCION.

En el desarrollo industrial de la actualidad han jugado un papel de capital importancia los instrumentos de medición y control. Gracias a ellos el costo de mano de obra se ha reducido a un mínimo. El equipo está menos expuesto a operar en condiciones anormales, que por lo general acortaban su vida.

Con el uso de los instrumentos ha mejorado también la uniformidad de la calidad del producto, ya que quedan excluidos casi en su totalidad los errores humanos.

Sin instrumentos tal vez no hubiera sido posible el desarrollo de algunos procesos, principalmente catalíticos, que debido a las condiciones tan críticas en que se llevan a cabo resulta ineficaz y a veces peligrosa la operación humana.

Sin embargo, la automatización ha traído como problema la necesidad de adiestrar personal técnico y obrero para el mantenimiento de los instrumentos y la operación mediante éstos.

En la refinería de Minatitlán, actualmente en expansión, se ha adoptado el siguiente plan para el adiestramiento del personal técnico destinado a operación.

El profesionista recién egresado de las Escuelas de Ingeniería Química, comienza trabajando en los laboratorios donde con las pruebas rutinarias va conociendo los productos y sus especificaciones. Luego pasa al departamento de instrumentos. Aquí aprende algo, si no nuevo para él, sí en la mayoría de los casos poco conocido: los instrumentos. Aprende cómo miden,

cómo controlan y en qué condiciones lo hacen. Luego, al dar servicio de mantenimiento a los instrumentos, empieza a familiarizarse con la planta y el equipo que quizá hasta ese momento sólo conoce a través de los libros, con todo y que durante sus estudios visite fábricas y haga prácticas de Ingeniería -- Química. El campo tan vasto de la industria hace muy difícil que una persona recién egresada de la Escuela pueda conocer la mayor parte del equipo.

Del taller de instrumentos pasa a operación. Siguiendo el camino descrito, al salir de instrumentos el futuro operador lleva una serie de conocimientos básicos que en poco tiempo lo hacen un buen operador.

Pues bien, se trata de que el período de entrenamiento sea lo más uniforme y efectivo posible en un plazo mínimo.

En la actualidad no es uniforme, pues como es de suponerse no siempre está a disposición del aprendiz el aparato que está estudiando; es necesario pedir a los operadores de las -- plantas que lo faciliten, si es posible. Esto origina retrasos. Además, sólo se puede estudiar dicho aparato en las condiciones de operación existentes, pues rara vez se pueden modificar estas condiciones a gusto del estudiante.

Por estos motivos se pensó en una planta piloto que sería un laboratorio de instrumentación con los cuatro tipos básicos de instrumentos de medida que són: de presión, temperatura, -- flujo y nivel. Las marcas propuestas para los instrumentos -- son las existentes en la refinera.

Con el empleo de este laboratorio se reduciría el tiempo

de aprendizaje, pues se lograría establecer un sistema ordenado para la enseñanza.

Esta tesis trata del diseño del laboratorio mencionado y en forma muy general de dar una idea de los principios físicos en que están basados los instrumentos de medición y control.

CAPITULO II  
GENERALIDADES SOBRE MEDICION Y CONTROL

PRESION

Columnas manométricas.- Una columna manométrica está constituida por un líquido contenido en tubo en forma de U; líquido que por lo general es agua o mercurio, aun cuando puede utilizarse cualquier otro líquido.

Las columnas funcionan de la siguiente manera: si se trata de medir una presión, se aplica en uno de los extremos del tubo una presión conocida y en el otro extremo la presión cuyo valor se desea determinar. Se creará una diferencia en los niveles del líquido en ambas ramas. Esta diferencia de niveles -- multiplicada por la densidad del líquido, da la diferencia de presión entre la conocida y la del problema. Se utiliza mucho como presión de referencia la presión atmosférica y la diferencia de presiones recibe el nombre de presión manométrica.

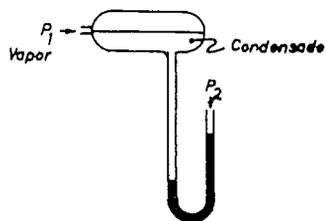


Cuando se trata de medir una presión absoluta, uno de los extremos del tubo está cerrado y perfectamente evacuado; la diferencia de los niveles multiplicada por la densidad del líquido da directamente la presión absoluta.

Estas columnas son muy usadas industrialmente y han evolucionado notablemente; por lo regular están provistas de mecanismos que accionan transmisores neumáticos o eléctricos, o --

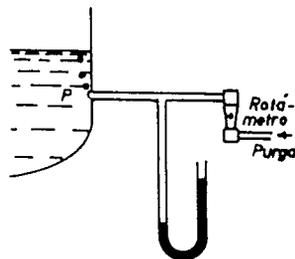
simplemente mueven un puntero sobre una carta graduada.

Es de suma importancia tener en cuenta las características del fluido que va a estar sobre el líquido de la columna; aquel no debe tener acción química sobre el líquido del manómetro; no debe ser viscoso y si es líquido su altura en la toma de presión no debe ser variable. Cuando el fluido es un líquido volátil a la temperatura ambiente, entonces se usan cámaras de condensación, las cuales aseguran una altura constante de ese fluido sobre la columna.



Si el fluido tiene acción química sobre el líquido de la columna, se usa un líquido de sello más denso que el fluido del que se va a medir su presión, que no tenga actividad química sobre el líquido de la columna y que a su vez el fluido problema no la tenga sobre el sello.

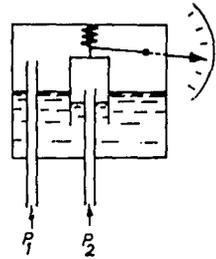
En este último caso, cuando el fluido es viscoso o trae material sólido en suspensión, se acostumbra conectar una corriente continua de gas o líquido al tanque o tubería a la que se le va a medir la presión a través de las tomas de presión, según se ilustra en la figura. A este sistema se la llama de purga -- continua.



Hay que tener presente que la forma geométrica de las ramas no influye en la diferencia de niveles de dichas ramas.

Manómetros de campana.- Estos manómetros están constitui-

dos por una campana invertida sobre un líquido de sello, por lo general mercurio. La presión por medirse se aplica en el interior de la campana haciéndola subir contra un resorte calibrado. En la parte superior de la campana se aplica la presión atmosférica. Si se requiere medir una presión diferencial, se aplica la presión más baja en el exterior de la campana.



Los sistemas de protección para el sello son los mismos -- que los usados para las columnas.

$$P_1 - P_2 = \frac{F_c h}{A}$$

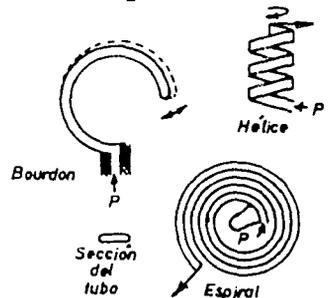
$F_c$  factor de compresión del resorte.

$h$  desplazamiento de la campana.

$A$  sección interior de la campana.

**Tubos Bourdon.**— Cualquier tubo elástico cuya sección no sea circular, doblado y cerrado en uno de sus extremos tiende a enderezarse cuando se le aplica una presión en su interior, debido a los esfuerzos que tienen lugar en sus paredes al tender éste a tomar una forma circular en su sección. Análíticamente no se han podido determinar los esfuerzos en un tubo bourdon.

Para usar esa propiedad de los tubos bourdon en la medición de presiones, se mantiene fijo el extremo abierto y el otro extremo



que está cerrado y que permanece libre mueve un mecanismo que amplifica el desplazamiento y lo transmite a un puntero sobre una escala graduada o a un mecanismo neumático o eléctrico para transmitir una señal neumática o eléctrica, proporcional a la presión en el tubo bourdon.

Existen bourdones en espiral y en hélice. Estas formas no alteran las características de los bourdones y sólo tienen por objeto aumentar la sensibilidad y la potencia del bourdon para mover los mecanismos de medición y de transmisión.

Diafragmas.- Si se comparan dos presiones por medio de un diafragma corrugado, el diafragma se desplazará de acuerdo con la diferencia de presiones. En caso de que el diafragma sea elástico como ocurre en los metálicos, el desplazamiento del centro del diafragma será proporcional a la diferencia de presiones. Este desplazamiento puede aprovecharse en la misma forma que en los casos anteriores para medir diferencias de presión.

Cuando se miden diferencias de presión muy pequeñas se usan diafragmas no metálicos, de hule o algún material plástico que se mueven contra un resorte calibrado.

Fuelles.- Cuando la presión por medir es muy pequeña se usan los fuelles que son muy sensibles y desarrollan una gran potencia para mover los mecanismos de registro y de transmisión; un fuelle de 5.08 cm de diámetro desarrolla una potencia 25 veces mayor que una hélice de 7 vueltas y de 0.625 cm de diámetro.

Los fuelles se construyen por varios procedimientos: hi--

drúlico, de rolado o de soldado. El desplazamiento del extremo libre de un fuelle al aplicarle una presión, depende del material de que está hecho y -- del área efectiva de trabajo.

$$A = \frac{(a + b)^2 \pi}{4}$$

A área efectiva.

a radio exterior.

b radio interior.

En la mayoría de los casos, principalmente cuando se miden presiones bajas de líquidos, es necesario hacer una corrección a la presión medida por la presión hidrostática ejercida por la columna de líquido que está sobre el elemento sensible.

Por ejemplo, en el caso de la figura, la presión manométrica es:

$$P = H_m \rho_m - R \rho_a$$

P presión manométrica.

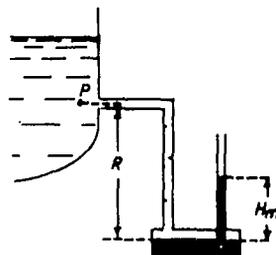
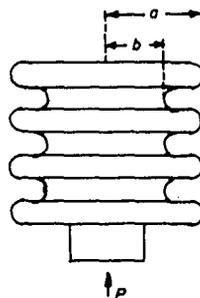
$H_m$  altura de la columna de mercurio.

R altura de la columna entre la superficie del mercurio y el punto donde se quiere determinar la presión.

$\rho_m$  densidad del mercurio.

$\rho_a$  densidad del fluido cuya presión se está midiendo.

El manómetro ilustrado es del tipo llamado de cubeta; funciona en la misma forma que el manómetro en U, teniendo la ven



taja de que el desplazamiento de la superficie del mercurio en la cubeta es muy pequeño y en la mayoría de los casos se puede despreciar, teniéndose así fijo el punto de referencia para medir la altura de la columna de mercurio.

Esta decir que los instrumentos medidores de presión son muy importantes, pues casi siempre son complemento de los medidores de temperatura, de nivel y de flujo.

#### TEMPERATURA

Bulbos.- Cuando un fluido llena un sistema cerrado cuyo volumen permanece constante, los cambios de temperatura se manifiestan en cambios de presión en dicho sistema. Esta propiedad de los fluidos se aprovecha para medir la temperatura. Los termómetros que utilizan este principio se llaman de bulbo y están constituidos por un bulbo que es el elemento sensible y un tubo capilar que transmite la presión a un elemento medidor de presión que por lo general es un bourdon en hélice o espiral. Hay tres tipos de bulbos:

Bulbos llenos de gas.- Estos termómetros están basados en la ley de Charles que dice: "Si el volumen de una determinada cantidad de gas se mantiene constante, la presión absoluta variará directamente con la temperatura absoluta del gas". El gas más empleado es el nitrógeno, pues debido a su bajo punto de condensación, permite medir casi toda clase de temperaturas en la industria.

Bulbos de presión de vapor.- El bulbo de estos termómetros está parcialmente lleno de un líquido, ocupando el resto del espacio los vapores del mismo líquido. Están basados en -

la ley de Dalton para vapores, que establece que la presión de un vapor saturado sólo depende de su temperatura. Los líquidos más comúnmente usados son: cloruro de metilo, bióxido de azufre, éter, alcohol etílico y tolueno. La mayor aceptación que tienen sobre los de gas se debe a que son más fáciles de construir o reparar, pues los bulbos de gas se llenan a presiones relativamente altas.

El líquido usado debe tener su punto de ebullición lo suficientemente bajo para desarrollar una presión de trabajo dentro del rango de temperaturas que va a medir. Y la máxima temperatura debe ser menor que la temperatura crítica del líquido.

Bulbos llenos de líquido.- En éstos se aprovecha la expansión cúbica del líquido para generar una presión que se emplea para operar el mecanismo indicador o transmisor. La ley de la expansión cúbica se expresa como sigue:

$$V_t = V_o(1 + Bt)$$

$V_t$  volumen a la temperatura final.

$V_o$  volumen a la temperatura inicial.

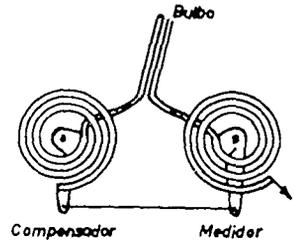
t incremento de temperatura.

B coeficiente de expansión promedio a través del rango de temperatura considerado.

La presión de vapor del líquido debe ser despreciable dentro del rango de las temperaturas que va a medir. Debe tener un coeficiente de expansión alto y no debe tener acción química sobre el metal del termómetro. Los líquidos usados son: el mercurio, el xileno, el tolueno, el cloroformo y algunas mezclas de patente.

Estos termómetros pueden funcionar muy arriba de su punto de ebullición, siempre y cuando esté sometido el líquido a presión.

El bourdon que usan los termómetros de bulbo tiene capacidad suficiente para alterar la presión del sistema de acuerdo con la temperatura ambiente. Este error se compensa mediante una lámina bimetalica o un bourdon que se ha llenado a las mismas condiciones del sistema, pero que se mueva en sentido contrario. El extremo móvil del bourdon compensador está unido mecánicamente al sostén del bourdon medidor, con lo cual se contrarresta el movimiento del bourdon por temperatura ambiente. Otro sistema empleado para compensar usa un fuelle en lugar del bourdon.



Termómetros bimetalicos.- Estos termómetros están contruidos con dos láminas de metales diferentes, los cuales tienen un coeficiente de expansión lineal muy diferente y están soldadas en toda su longitud. Cualquier incremento de temperatura produce una gran expansión en la lámina de mayor coeficiente, flexionándose hacia el lado en que está la lámina de bajo coeficiente.

Se han desarrollado varias ecuaciones para la deflexión de la lámina bimetalica según el soporte, pero la fórmula más útil es la dada para soporte de cantiliver.

$$D = \frac{K (T_2 - T_1) L^2}{t}$$

$D$  deflexión del extremo libre.

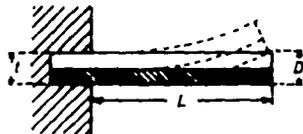
$T_2$  temperatura final.

$T_1$  temperatura inicial.

$L$  longitud de la lámina.

$t$  espesor de la lámina.

$K$  constante de deflexión.



En los termómetros, para aumentar la sensibilidad a la lámina se le da la forma de hélice o de espiral.

Termopares.- La medición de temperaturas por medio de termopares está basada en dos principios:

El principio de Peltier que dice: "Si dos conductores de diferentes metales están en contacto se establece una diferencia de potencial que varía con la temperatura de la junta aunque no siempre de manera uniforme".

Principio de Thomson "En un conductor homogéneo existe una diferencia de potencial en sus extremos si éstos están a temperaturas diferentes.

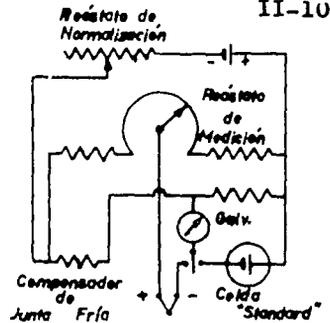
La fuerza electromotriz generada por la junta de dos conductores será una función de la temperatura.

Todo lo que se requiere entonces es un aparato para medir con exactitud el voltage generado por la junta.

Los pares de conductores más empleados son: chromel alu--mel, hierro constantan, cobre constantan, chromel copel. La razón de su uso es el costo, la relativa gran fuerza que generan y su resistencia a la oxidación.

Los aparatos empleados para la medición del voltage generado son milivoltímetros de precisión. Los más usuales son los que comparan la fuerza electromotriz de una pila con la ge

nerada por el termopar. Se igualan éstas mediante un reóstato y con la ayuda de un galvanómetro. Cuando la aguja del galvanómetro marque cero se lee en la escala del reóstato los milivolts o la temperatura.



La fuerza electromotriz de la pila no es constante durante su vida; se ha desarrollado una pila que genera una efm constante, pero tiene la desventaja de una vida muy corta. Lo que se acostumbra es tener en el mismo aparato los dos tipos de pila y mantener constante el voltage de la pila común y corriente mediante comparaciones periódicas con la celda "standard". La celda "standard" se regenera cuando no trabaja, teniendo así una duración casi indefinida.

Estos aparatos que se llaman potenciómetros pueden ser manuales o automáticos. En la figura se muestra el esquema de un potenciómetro manual. El automático tiene un sistema de amplificación de la potencia de la corriente que pasa por donde estaría el galvanómetro en uno manual. El sistema de amplificación, según sea el signo de la corriente directa u de tipos de corriente alterna, una con un defasamiento de 90° con respecto a la otra. Esta corriente alterna se usa para mover un motor que gira de acuerdo con la fase de la corriente en uno o en otro sentido, moviendo el reóstato hasta igualar las efm del termopar y de la pila; al mismo tiempo mueve una escala graduada en la que lee la temperatura. A determinados lapsos de tiempo un mecanismo automático desconecta el circuito -

del termopar y conecta el de la celda "standard" durante breves segundos. A estos aparatos se les llama de balance continuo.

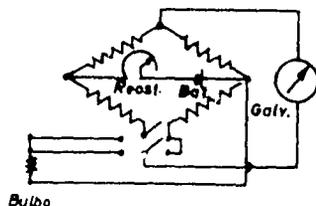
Las juntas del termopar con el circuito de medición también generan un voltaje que depende de la temperatura ambiente y las lecturas del potenciómetro son en realidad la diferencia de la junta del termopar y la junta fría. Para no tener que estar haciendo correcciones por temperatura ambiente algunos aparatos traen un compensador de lámina bimetalica que corrige la posición del reóstato de acuerdo con la temperatura ambiente y otros que son la mayor parte, tienen incluido en su circuito una resistencia cuyo valor varía con la temperatura ambiente.

Termómetros de resistencia.- Para medir temperaturas cercanas a la ambiente son más exactos los termómetros de resistencia que los termopares.

El principio básico de un termómetro de resistencia es el hecho de que la resistencia de un conductor metálico aumenta conforme aumenta su temperatura y este incremento es lo suficientemente uniforme para permitir la medición de temperaturas con bastante exactitud.

Un termómetro de resistencia debe tener un aparato apropiado para la medición de la variación de la resistencia.

Casi todos los instrumentos de medición están basados en el puente de Wheatstone, como el ilustrado en la figura. Tiene dos circuitos. Uno para



normalizar el voltaje de la pila mediante el reóstato hasta -- que el galvanómetro marque cero. El otro es el circuito del -- termómetro que hará mover la aguja del galvanómetro proporcio-- nalmente a la temperatura. Existen otros tipos de normaliza-- ción automática.

El níquel es el elemento más usado en esta clase de termó-- metros.

### FLUJO.

MEDIDORES DE AREA CONSTANTE.-- Estos medidores están basa-- dos en el principio de la conservación de la energía. Las --- tres formas principales de energía en una corriente de un flui-- do son debidas a la elevación, a la velocidad y a la presión.

Cuando la velocidad aumenta, lo hace a expensas de la pre-- sión estática. Esta relación entre la presión estática en el tubo y la velocidad del fluido se aprovecha para la construc-- ción de medidores de flujo. Los medidores de flujo constan de por lo menos dos elementos: uno que es una restricción que al-- tera la velocidad de la corriente produciendo una diferencial de presión y un elemento medidor de presión diferencial. La -- caída de presión se traduce a relación de flujo.

Para obtener la relación de caída de presión a flujo es -- necesario un balance de energía en el tubo antes y después de la restricción.

$$Z_1 + \frac{P_1}{\rho_1} + \frac{v_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{P_2}{\rho_2} + \frac{v_2^2}{2g}$$

Z elevación sobre un plano horizontal de referencia.

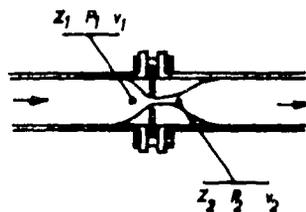
$P$  presión estática.

$v$  velocidad promedio del fluido.

$\rho$  densidad del fluido.

$g$  aceleración de la gravedad.

En una línea horizontal la diferencia de elevación es cero, así tenemos:



$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{P_1 - P_2}{\rho} = h$$

$h$  altura equivalente a la caída de presión de una columna de líquido usado como referencia; por lo general este líquido es agua.

Como

$$v_1 = v_2 a/A$$

$a$  sección de la restricción.

$A$  sección de la línea.

$$v_2^2 = \frac{2hg}{1 - a^2/A^2} = \frac{2gh}{1 - (d/D)^4}$$

$d$  diámetro de la restricción.

$D$  diámetro de la línea.

$$q = v_2 a$$

$q$  gasto, volumen por unidad de tiempo.

$$q = \frac{a}{\sqrt{1 - (d/D)^4}} \sqrt{2gh}$$

$$q = K \sqrt{2gh}$$

$K$  constante llamada coeficiente de descarga que incluye factores de corrección que dependen de las características

cas del fluido y de la tubería.

Los tipos de restricciones son:

Placa de orificio.- Es una placa metálica con un orificio que va insertada en una junta de la tubería. Por lo general el orificio es concéntrico a la sección de la tubería, pero -- hay orificios excéntricos para fluidos que arrastran partículas sólidas en suspensión. Existe amplia literatura sobre las especificaciones de estas placas, de tal manera que uno puede calcular y hacer sus placas de acuerdo con las necesidades de su proceso.

La localización de las tomas de presión influye notablemente en la diferencial de presión registrada.

Tomas de vena contracta.- La toma de baja está localizada en la parte más estrecha de la vena de flujo que es donde la presión es mínima. La vena alcanza su máximo estrechamiento un poco adelante de la placa; este punto es necesario calcularlo y varía para cada flujo; por lo tanto, este tipo de tomas sólo se usa con éxito cuando el flujo permanece constante.

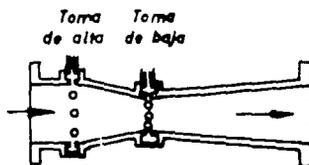
Tomas de brida.- Es el tipo más empleado por su comodidad de instalación y porque evita cálculos engorrosos. Están localizadas a distancias iguales de la placa en los dos sentidos y sobre las bridas.

Tomas de placa.- Las tomas de placa están localizadas en las caras de la placa. Por lo general son empleadas en tubería rosca de diámetro menor de dos pulgadas.

Tobera.- Las toberas son restricciones en forma de campana, de perfil elíptico seguido de una garganta recta.

La perfección de la pendiente de la garganta, la longitud de ésta y la localización de las tomas, tienen gran influencia en el coeficiente de descarga.

**Tubos Venturi.**— Es una garganta precedida de una sección convergente y seguida por una divergente. Estos tubos son caros, pues requieren que su superficie interior sea lo menos rugosa posible; tienen un acabado a mano.



Son el tipo de restricción más exacto, pero en la mayoría de los casos esto no amerita la instalación de un Venturi pues su precio es muy elevado. Sin embargo, debido a su forma la pérdida de energía es mínima. Por este motivo cuando se manejan volúmenes considerables a grandes velocidades, en los cuales una pérdida de energía representa un aumento considerable en el costo de bombeo, se recurre al uso de estos tubos. También se usan los tubos Venturi cuando el flujo lleva sólidos en suspensión, porque en éstos no hay lugar a que se formen depósitos.

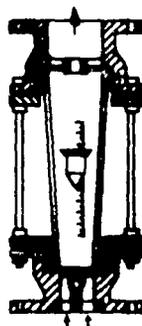
**Tubos Pitot.**— Industrialmente casi no tienen importancia. La energía que posee el fluido debido a su velocidad, la transforma este tubo en un diferencial de presión. La razón por la que sólo se usa este instrumento en los laboratorios, es que la diferencial de presión que da se debe a la velocidad en un solo punto de la sección de la tubería y no a un promedio de dicha velocidad.

**Instalación de la restricción.**— La distribución anormal

de las velocidades del fluido en la sección de la tubería será causa de lecturas erróneas. La literatura da datos sobre la longitud recta de tubería sin accidentes que debe preceder a un elemento primario. Las causas principales de alteración son los codos y las válvulas parcialmente cerradas. Para corregir una alteración del flujo en un tramo corto se usan haces de tubos de diámetro pequeño que van en el interior de la tubería. La longitud mínima de estos haces debe ser de diez veces el diámetro de los tubos que lo forman y el diámetro de éstos no será mayor que la cuarta parte del diámetro de la tubería.

**Rotámetros.**— El rotámetro es muy similar en su teoría a los medidores de restricción, sólo que en éstos se mantiene constante la diferencial de presión abajo y arriba del flotador. Esta diferencial mantiene balanceada la fuerza de la gravedad sobre el flotador, teniéndolo en una posición de acuerdo con el flujo.

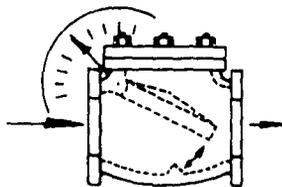
Como el área anular entre el flotador y el tubo es momentáneamente fija, si el flujo aumenta la diferencial de presión hace lo mismo. Como las condiciones del flotador permanecen constantes, la diferencial de presión sobrepasa a la fuerza de la gravedad obligando al flotador a subir, pues las paredes del tubo tienen forma cónica. Así al subir aumenta el área anular disminuyendo la velocidad del fluido a través de ella y bajando con esto el diferencial de pre-



sión. Este mecanismo asegura que la fuerza de flotación siempre equilibre la fuerza de gravedad, manteniendo el flotador en una posición constante que indica el caudal de flujo.

si3n; el flotador se mover3 hasta que las fuerzas sobre 3l alcanzen el equilibrio. Una escala graduada est3 grabada en el tubo o sujeta a 3l y por medio de ella se puede hacer el c3lculo del flujo o bien la escala lo da directamente. Los tubos son de cristal, aunque existen tambi3n de acero y otros materiales opacos. En estos casos van provistos de un mecanismo para transmitir al exterior el movimiento del flotador.

Medidores de mariposa.- Estos medidores son similares a una v3lvula de check de mariposa. Son tambi3n como los rot3metros de 3rea variable. La tapa m3vil de este medidor se abre de acuerdo con el flujo; en este caso la diferencial de presi3n antes y despu3s de la tapa balabcea el peso de 3sta. El movimiento de la tapa se transmite al exterior por medio de una flecha, la cual mueve un mecanismo apropiado para el registro o lectura del flujo.



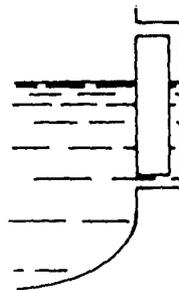
El3ctricos.- Actualmente se est3 desarrollando el sistema de turbina que r3pidamente va ganando adeptos. Consta de una peque1a turbina que va en el interior del tubo y que por la forma aerodin3mica que tiene reduce al m3nimo la p3rdida de presi3n; su forma adem3s la mantiene en un balance casi perfecto que reduce al m3nimo la fricci3n sobre las chumaceras.

La turbina genera una corriente el3ctrica cuando el flujo mueve sus aspas. La corriente generada es alterna y la frecuencia de 3sta depender3 de la velocidad de las aspas y por consiguiente del flujo que est3 pasando.

## NIVEL.

Niveles visuales.- La forma más simple de medir nivel es un indicador visual. Este indicador puede ser un tubo de vidrio o un sistema de flotador y cadena.

El nivel de tubo de vidrio es como su nombre lo indica, un tubo de vidrio conectado a un recipiente por medio de tubería al fondo y arriba de dicho recipiente y la longitud de este tubo rara vez es mayor de 1 metro; ---

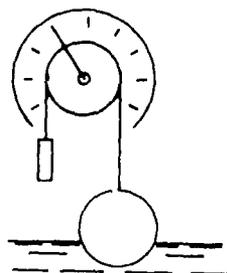


cuando se quiere medir una variación de nivel mayor se usa una serie de tubos. Solamente se usa esta clase de nivel cuando el líquido es fluido a temperatura ambiente y cuando no opaca o ensucia el vidrio.

El nivel de flotador y cadena está constituido por un flotador que permanece en la superficie del líquido y una cadena sujeta a él y que pasa por un sistema de poleas al exterior del tanque moviendo un indicador sobre una regla graduada. Este tipo se emplea en tanques grandes en los que se dificulta la medición manual del nivel.

Nivel de flotador.- Hay dos tipos: el de flotador y cable y el de flotador y brazo de palanca.

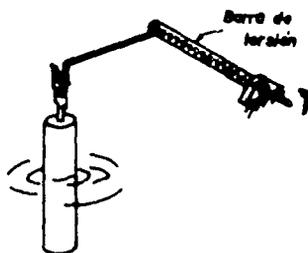
El de flotador y cable se muestra en la figura; un flotador transmite su posición a una polea por medio de un cable, la polea a su vez mueve un puntero sobre una escala graduada.



El nivel de flotador y brazo de palanca es operado por un flotador que está instalado en el extremo de un brazo de palanca que pivota en un punto de la pared del recipiente, un sistema mecánico transmite el movimiento del brazo a un puntero que se mueve sobre una escala graduada. Este instrumento tiene un empaque especial para evitar una fuga del líquido o de la presión del recipiente. Esta clase de medidores también puede accionar un mecanismo transmisor neumático o eléctrico.

Desplazadores.- Están basados en el principio de Arquímedes que establece que todo cuerpo sumergido en el seno de un fluido recibe un empuje ascendente igual al peso del fluido desalojado.

Un cilindro metálico que no flota en el líquido está colgado de un brazo de palanca que tiene su apoyo en el extremo de una barra de torsión. Entonces la fuerza ejercida por el brazo sobre la barra de torsión dependerá de la altura



del desplazador que permanezca sumergida. Una varilla rígida que atraviesa la barra de torsión y está sujeta a ésta en su extremo móvil transmite al exterior el movimiento de la barra. El movimiento de la varilla es aprovechado para mover un sistema indicador o transmisor. Se debe tener en cuenta que la variación de un nivel que miden estos aparatos es igual a la longitud del desplazador.

Niveles de presión hidrostática.- Estos niveles utilizan cualquiera de los sistemas de medición de presión para medir la diferencia de presiones entre el espacio vapor de un recipiente

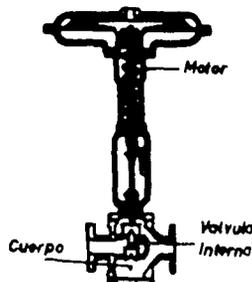
y el punto inferior de referencia para medir el nivel. Se mide la presión hidrostática ejercida por la columna de líquido.

### VALVULAS AUTOMATICAS.

Una válvula automática es una restricción variable en un sistema de flujo. Está constituida por un cuerpo que tiene un orificio por el cual pasa un tapón o válvula interna; de la posición de la válvula interna depende el flujo que pase.

Un motor que es un diafragma movido por una señal neumática posiciona a la válvula interna en el orificio del cuerpo de la válvula.

Existen varios diseños de cuerpos de válvulas, así como de tapones y se encuentran en el mercado tipos apropiados de válvulas para cualquier proceso industrial.



El tipo de válvula más usual es la de globo de doble asiento como la ilustrada en la figura. La presión de entrada está soportada por los dos asientos y en vista de que el asiento superior es apenas 0.6 mm mayor en su diámetro que el inferior, la válvula está casi completamente balanceada. Sin embargo, estas válvulas no cierran herméticamente debido a que las variaciones de temperatura producen expansiones desiguales del cuerpo de la válvula y de la válvula interna. Cuando se necesita un cierre hermético se emplean válvulas de un sólo asiento.

La clase de tapón que tiende a usarse más es la que da iguales porcentajes de flujo para iguales porcentajes de abertura de

la válvula.

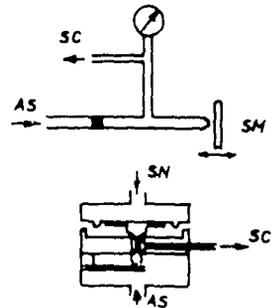
Por lo general la señal neumática que mueve a la válvula -- proviene de un controlador.

### TRANSMISORES NEUMATICOS.

La función de los transmisores neumáticos es producir una presión de aire proporcional a un desplazamiento mecánico o a la variación de la presión de un sistema.

Los dos tipos se ilustran en la figura.

El primero es el conocido con el nombre de tobera palometa; el suministro de aire tiene una restricción fija la cual -- produce una gran caída de presión, la pequeña cantidad de aire que pasa escapa -- por la tobera. Si se acerca la tobera se restringirá la salida -- del aire y aumentará la presión en el interior de la tobera; este aumento de la presión será proporcional al desplazamiento de la palometa.

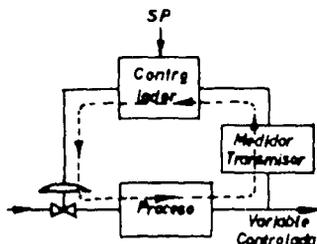


El otro sistema opera con una señal de presión que le llega por la parte superior (en el diagrama); esta señal acciona sobre un diafragma el cual mueve el tapón de una válvula de tres vías y de acuerdo con la posición que tome el tapón, se abre o cierra un escape y al mismo tiempo se cierra o se abre el suministro de aire. La presión de salida estará de acuerdo con las aberturas del escape y el suministro y éstas a su vez serán proporcionales a la presión que se le aplique al diafragma.

La presión del aire de suministro debe permanecer constante;

## CONTROLADORES

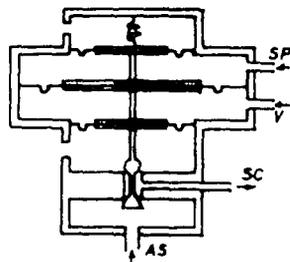
Un controlador funciona de la siguiente manera: compara una señal que representa a la variable por controlar con una señal fija llamada de ajuste y que es el valor en el cual se desea mantener a la variable. Mediante esta comparación el controlador detecta las variaciones y a la vez produce una señal que va al elemento final de control (generalmente una válvula automática) en el sentido necesario para anular la desviación; luego vuelve a comenzar el ciclo de medición, comparación y corrección. Este ciclo se repite al infinito. El punto donde se hace la medición debe quedar después -- del punto donde se hace la corrección, a ésta se le llama retroalimentación.



Hay varios tipos de controladores:

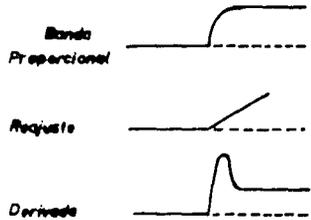
Control de dos posiciones.- En estos controladores el elemento final de control ocupa solo dos posiciones según el sentido de la desviación. Si el elemento final de control es una válvula estará toda abierta o toda cerrada o bien en dos posiciones determinadas de antemano.

Control proporcional.- En este tipo de controlador se consigue que al haber una desviación el movimiento de la válvula sea proporcional a la magnitud de la desviación. La relación de desviación de la variable en porcentaje



de la escala del registrador entre el movimiento de la válvula en por ciento multiplicado por cien es lo que se llama banda -- proporcional. En la figura se ilustra un control proporcional de banda de 100 % fija.

Reajuste.- En este modo de control el elemento final se -- moverá continuamente a determinada velocidad mientras exista -- la desviación. El reajuste tambien se usa en combinación con la banda pro-- porcional; el reajuste se mide en re-- peticiones por minuto.



Derivada.- Con este modo de con-- trol una desviación de la variable -- controlada produce un gran movimiento de la válvula llega a un máximo y en seguida decrece hasta tomar la posición que le co rrespondería de acuerdo con la banda proporcional pues se usan juntas la derivada y la banda proporcional.

En la figura se ilustran las respuestas de los últimos -- tres tipos de control a una variación brusca del punto de ajus te.

El tipo de control se escoge de acuerdo con las caracte-- rísticas del proceso a controlar.

### CAPITULO III

#### DESCRIPCION DE LA PLANTA

La planta está proyectada para producir 1000 Kg/hr de vapor saturado a una presión de  $3.5 \text{ Kg/cm}^2$  mediante intercambio de calor con vapor saturado de  $10.5 \text{ Kg/cm}^2$  de presión.

El evaporador es un cambiador de dos pasos en los tubos con recirculación forzada en la cámara. La mezcla de vapor y agua que se produce en la cámara del cambiador, se separa en un tanque del cual sale el vapor de  $3.5 \text{ Kg/cm}^2$  a control de flujo. Con este control de flujo se simulará el consumo de vapor.

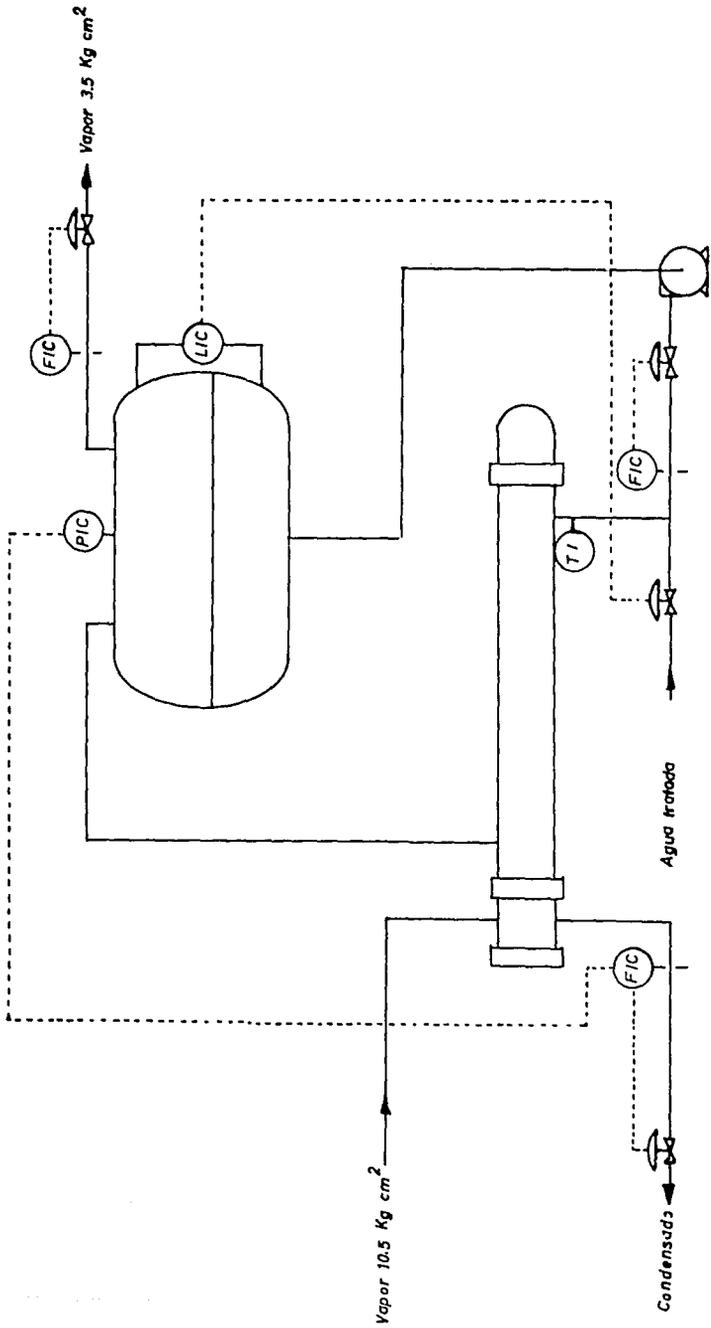
Por el fondo del tanque, sale el agua cercana a su temperatura de ebullición a recircularse al cambiador mediante una bomba centrífuga de 2 HP. Esta recirculación tiene un control de flujo con el que se mantendrá la temperatura deseada a la entrada del cambiador con el objeto de variar las cargas relativas del suministro y la demanda.

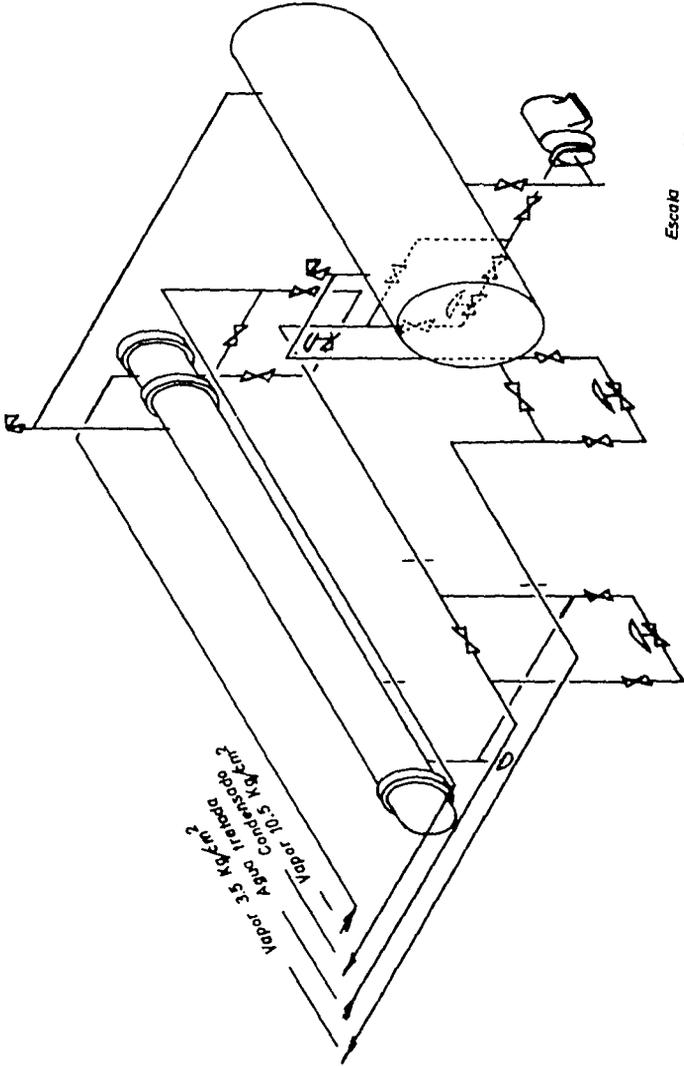
En la línea de recirculación se inyecta el suministro de agua tratada. Este suministro está a control del nivel de agua en el tanque de separación. El agua tratada llega de la planta de tratamiento por una línea de 2.54 cm de diámetro.

El vapor de  $10.5 \text{ Kg/cm}^2$  llega de las plantas de proceso por una línea de 7.62 cm de diámetro. Pasa por los tubos del cambiador y en la salida o sea la línea de condensado hay un control de flujo que puede operar en cascada con el control de

presión del tanque de separación; es decir, que la señal controlada que sale del control de presión se convierte en el punto de ajuste del controlador de flujo.

A la salida de vapor del tanque de separación hay una válvula de relevo que abre a una presión de  $4.5 \text{ Kg/cm}^2$  y a la salida de la cámara del cambiador hay otra válvula de la misma especificación.





Escala 1:35

CAPITULO IV  
CALCULO DEL EQUIPO

EVAPORADOR.-

Se usará un cambiador de las siguientes características:

$D_c$	diámetro interior de la cámara	30.5 cm
B	espacio entre mamparas	12.7 cm
$n_t$	número de tubos	63
L	longitud de los tubos	2.75 m
$d_o$	diámetro exterior de los tubos	1.905 cm
	número de especificación de los tubos de acero	16 BWG
$a_t^i$	sección al flujo de cada tubo	1.95 cm <sup>2</sup>
$d_i$	diámetro interior de los tubos	1.58 cm
$a_c$	superficie de la tubería por cada metro	596 cm <sup>2</sup>
	arreglo de los tubos	en cuadro
$P_t$	separación de los tubos, de centro a centro	2.54 cm
$C'$	claro de los tubos. $P_t - d_o$	0.632 cm
$p$	número de pasos en los tubos	2
	número de pasos en la cámara	1

Las especificaciones de los tubos de acero se tomaron de la tabla 10, página 843 del Kern.

A continuación se hace un análisis del cambiador para ver si es suficiente para producir una tonelada de vapor saturado

por hora a una presión de  $3.5 \text{ kg/cm}^2$  usando agua tratada a  $25^\circ\text{C}$  en la alimentación y vapor de  $10.5 \text{ kg/cm}^2$  para calentamiento. Para el cálculo se toma como base una relación de la recirculación a la alimentación de 10; este número es arbitrario. El vapor va por el interior de los tubos y el agua por fuera de ellos.

La entrada al evaporador será de  $11000 \text{ Kg/hr}$  que es la suma de la recirculación más la alimentación. La temperatura a la entrada del cambiador es la resultante de la mezcla de la recirculación y la alimentación. Para calcular esta temperatura se hace un balance de calor en la mezcla tomando como base la temperatura de  $0^\circ\text{C}$  y un calor específico de  $1 \text{ Cal/Kg} \times ^\circ\text{C}$  y usando  $Q = mC\Delta t$ .

De las tablas de vapor se tomaron los siguientes datos:

Presión		Temperatura	Volumen	Entalpia
man.	abs.		Específico	Evaporación
$\text{Kg/cm}^2$	$\text{Kg/cm}^2$	$^\circ\text{C}$	$\text{dm}^3/\text{Kg}$	$\text{Cal/Kg}$
10.5	11.53	186	174	475
3.5	4.53	147	407	506

Temperatura de entrada al cambiador:

$$11000 \times \Delta t = 10000 \times 147 + 1000 \times 25$$

$$\Delta t = t - 0 = \frac{1495000}{11000} = 135^\circ\text{C}$$

Superficie de calentamiento del cambiador:

$$A_c = n_t L a_c = 63 \times 2.75\text{m} \times 596\text{cm}^2/\text{m} = 103000\text{cm}^2 = 10.3\text{m}^2$$

Diferencia media de temperaturas a través del cambiador:

Zona de precalentamiento:

$$\Delta t_p = \frac{(T_s - t_1) - (T_s - t_2)}{2.3 \log(T_s - t_1)/(T_s - t_2)}$$

$$\Delta t_p = \frac{(186 - 135) - (186 - 147)}{2.3 \log \frac{186 - 135}{186 - 147}}$$

$$\Delta t_p = 45.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Zona de evaporación:

$$\Delta t_v = T_s - t_2 = 186 - 147 = 39 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Balance de calor en el evaporador:

Precalentamiento:

$$q_p = w_c C \Delta t$$

$$q_p = 11000 \times 1 \times (147 - 135) = 132000 \text{ Cal/hr}$$

Evaporación:

$$q_v = w_v \lambda_v = 1000 \times 506 = 506000 \text{ Cal/hr}$$

Calor transmitido:

$$Q = q_p + q_v = 132000 + 506000 = 638000 \text{ Cal/hr}$$

Vapor de calentamiento:

$$Q = w_s \lambda_s = 475 w_s = 638000$$

$$w_s = 638000/475 = 1340 \text{ kg/hr}$$

$$\Delta t = \frac{Q}{\sum q/\Delta t}$$

$$q_p/\Delta t_p = 132000/45.5 = 2900 \text{ Cal/hr } ^\circ\text{C}$$

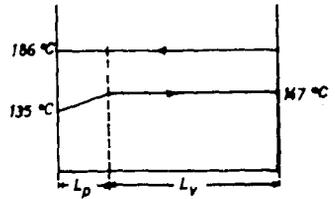
$$q_v/\Delta t_v = 506000/39 = 13000 \text{ Cal/hr } ^\circ\text{C}$$

$$\sum q/\Delta t = 2900 + 13000 = 15900 \text{ Cal/hr } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t = 638000/15900 = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El Kern, página 845 da los siguientes coeficientes de película:

$$h_i \text{ para vapor de agua } 4870 \text{ Cal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$



$h_c$  para agua tratada 4870 Cal/hr  $m^2$  °C

El coeficiente de transmisión de calor será el mismo a lo largo del cambiador e igual a:

$$U_c = \frac{h_i h_o}{h_i + h_o} = \frac{4870 \times 4870}{4870 + 4870} = 2435 \text{ Cal/hr } m^2 \text{ } ^\circ C$$

Area de precalentamiento:

$$A_p = \frac{q_p}{U_p (\Delta t)_p} = \frac{132000}{2435 \times 45.5} = 1.19 \text{ m}^2$$

Area de vaporización:

$$A_v = \frac{q_v}{U_v (\Delta t)_v} = \frac{506000}{2435 \times 39} = 5.32 \text{ m}^2$$

Area total de calentamiento:

$$A_c = A_p + A_v = 1.19 + 5.32 = 6.51 \text{ m}^2$$

Como el cambiador tiene una superficie de calentamiento - de  $10.3 \text{ m}^2$  sirve perfectamente para el caso.

$U_c$  es el coeficiente de transmisión limpio. Como está sobrada la superficie de calentamiento, el coeficiente de transmisión podrá caer por suciedad del cambiador hasta un valor de:

$$U_D = \frac{638000}{10.3 \times 40} = 1550 \text{ Cal/hr } m^2 \text{ } ^\circ C$$

Caída de presión en los tubos:

Sección total al flujo:

$$a_t = \frac{n_t a_t'}{p} = \frac{63 \times 1.95}{2} = 61.2 \text{ cm}^2$$

Masa velocidad o flujo por  $\text{cm}^2$  de sección:

$$G_t = \frac{1340}{61.2} = 21.8 \text{ Kg/hr } \text{cm}^2$$

La viscosidad del vapor de agua a 186 °C lefua en la fig.

15 de la página 825 del Kern es:

$$\mu_s = 0.0156 \text{ cps} = 0.000562 \text{ Kg/hr cm}$$

$$Re_t = \frac{d_i G_t}{\mu_s} = \frac{1.58 \times 21.8}{0.000562} = 61200$$

Ahora con un Reynolds de 61200 se consulta la fig. 26 de la página 836 del kern para determinar el factor de fricción, encontrándose:

$$f = 0.0235$$

La densidad del vapor es:

$$\rho_s = \frac{1}{v_s} = \frac{1}{174} = 0.00575 \text{ kg/dm}^3$$

Aplicando la ecuación para caídas de presión:

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L p}{2 g \rho_s d_i} = \frac{0.0235 \times 21.8^2 \times 2.75 \times 1000 \times 2}{2 \times 9.81 \times 0.00575 \times 1.58 \times 3600^2}$$

Las unidades quedan:

$$\Delta P_t = \frac{\text{Kg}^2 \text{ m cm}^3 \text{ seg}^2 \text{ dm}^3 \text{ hr}^2}{\text{hr}^2 \text{ cm}^4 \text{ dm}^3 \text{ m kg cm seg}^2} = \text{Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_t = 0.027 \text{ Kg/cm}^2$$

Caída de presión en la cámara:

Area al flujo; ecuación 7.1 de la página 139 del Kern

$$a_s = \frac{d_i C' B}{P_t} = \frac{30.5 \times 0.632 \times 12.7}{2.54} = 96.2 \text{ cm}^2$$

$$G_s = \frac{v_c}{a_s} = \frac{11000}{96.2} = 114 \text{ Kg/hr cm}^2$$

Pre calentamiento:

La viscosidad del agua a una temperatura promedio entre 135-147 °C se determina en el nomograma 14 de la página 823 --

del kern

$$\mu_p = 0.14 \text{ cps} = 0.00505 \text{ kg/hr cm}$$

$$D_e = \frac{4 \times \text{sección libre}}{\text{perímetro mojado}} = \frac{4 (P_t^2 - \pi d_o^2/4)}{\pi d_o}$$

$$D_e = \frac{4 \times (2.54^2 - 3.14 \times 1.905^2/4)}{3.14 \times 1.905} = 2.26 \text{ cm}$$

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu_p} = \frac{2.26 \times 114}{0.00505} = 51000$$

Con éste Reynolds en la fig. 29 de la página 839 del kern se determina  $f$  para la zona de precalentamiento:

$$f = 0.23$$

Longitud de la zona de precalentamiento:

$$L_p = L A_p/A_c = 2.75 \times 1.19/6.51 = 0.50 \text{ m}$$

Número de veces que el flujo de la cámara cruza los tubos

$$N + 1 = L_p/B = 0.50/0.127 = 4$$

$$\rho_p = 1 \text{ kg/dm}^3$$

$$\Delta P_p = \frac{f G_s^2 D_c (N + 1)}{2 \times 1.29 \times 10^7 D_e \rho_p}$$

$$\Delta P_p = \frac{0.230 \times 114^2 \times 30.5 \times 4 \times 1000}{2 \times 1.29 \times 10^7 \times 2.26 \times 1 \times 100}$$

Las unidades son:

$$\Delta P_p = \frac{\text{Kg}^2 \text{ cm hr}^2 \text{ cm}^3 \text{ dm}^3 \text{ m}}{\text{hr}^2 \text{ cm}^4 \text{ m cm kg dm}^3 \text{ cm}} = \text{kg/cm}^2$$

$$\Delta P_p = 0.0635 \text{ kg/cm}^2$$

Vaporización:

La viscosidad del agua a 147 °C es de

proviene de un balance completo del costo inicial de la tubería y conexiones, depreciación y mantenimiento, que es directamente proporcional al diámetro y el costo de la caída de presión (bombeo) que es inversamente proporcional al diámetro. El nomograma y la ecuación referidos se hicieron para las condiciones que prevalecen en los Estados Unidos; sin embargo sirven perfectamente para el caso pues debido a la pequeñez de la planta no amerita un estudio más detallado. Las especificaciones del tubo de acero de cédula 80 están tomadas del mismo Perry en la página 415.

Recirculación:

$$w = 10000 \text{ kg/hr}$$

$$\rho = 0.925 \text{ kg/cm}^3$$

La densidad se consultó en las tablas de vapor.

Con estos datos en el nomograma se encuentra un diámetro interior de 2.45 pulgadas, el diámetro inmediato superior a éste es de 2.9 pulgadas de  $D_i$ , 7.36 cm correspondiente a un diámetro nominal de 3 pulgadas.

Agua tratada:

$$w = 1000 \text{ kg/hr}$$

$$\rho = 1 \text{ kg/hr}$$

$$D_i \text{ encontrado} = 0.87 \text{ pulgadas}$$

$$D_i \text{ seleccionado} = 0.957 \text{ pulgadas} = 2.43 \text{ cm}$$

$$\text{diámetro nominal} = 1 \text{ pulgada}$$

Condensado:

$$w = 1340 \text{ kg/hr}$$

$$\rho = 0.883 \text{ Kg/dm}^3$$

1 te

4.9 m

Total

6.12 m

El coeficiente de fricción para un Reynolds de 370000 se consulta en la gráfica 23, sección 5 del Perry.

$$f = 0.037$$

$$\Delta P = \frac{4 f L \rho v^2}{2 g D_i} = \frac{4 \times 0.037 \times 6.12 \times 1000 \times 0.655^2}{2 \times 9.81 \times 0.0736 \times 10000}$$

$$\Delta P = 0.0270 \text{ Kg/cm}^2$$

La presión de suministro es de 4.53 Kg/cm<sup>2</sup> abs. que es la presión existente en el tanque y que es igual a la presión de vapor del agua en las condiciones de bombeo.

La altura entre el nivel mínimo del tanque y la bomba es de 90 cm; la presión hidrostática debida a dicha altura es:

$$\frac{90 \times 0.925}{1000} = 0.0842 \text{ kg/cm}^2$$

Presión disponible en la succión de la bomba:

Presión de suministro	+ 4.530	Kg/cm <sup>2</sup>
Caída de presión en la tubería	- 0.0270	"
Presión hidrostática	+ 0.0842	"
Presión de vapor	<u>- 4.530</u>	"
Presión disponible	+ 0.0572	Kg/cm <sup>2</sup>

Es necesario dar al fabricante el equivalente en pies del fluido por bombear de la presión disponible. A esto se le llama el NPSH de la bomba (net positive suction head - altura piezométrica positiva disponible).

$$\text{NPSH} = \frac{0.0572 \times 1000}{0.925} = 62.0 \text{ cm} = 2.03 \text{ pies.}$$

Descarga de la bomba.-

Caída de presión en la tubería hasta la inyección de agua

tratada.-

Longitud de la tuberfa	4.00 m
3 vlvulas de compuerta	1.56 m
1 vlvula check	5.50 m
4 tés	13.43 m
2 codos	<u>3.96 m</u>
Total	28.40 m

$$Re = 31500$$

$$f = 0.068$$

$$L = 28.4 \text{ m}$$

$$\rho = 925 \text{ Kg/m}^3$$

$$v = 0.655 \text{ m/seg}$$

$$g = 9.81 \text{ m/seg}^2$$

$$D_i = 0.0736 \text{ m}$$

$$\Delta P_1' = \frac{4 f L \rho v^2}{2 g D_i} = \frac{4 \times 0.068 \times 28.4 \times 925 \times 0.655^2}{2 \times 9.81 \times 0.0736 \times 10000} = 0.231 \text{ Kg/cm}^2$$

A esta diferencial de presión se le debe agregar la caída de presión debida a la vlvula automática y a la placa de orificio. Arbitrariamente se dará un valor de  $0.5 \text{ kg/cm}^2$  a la caída de presión en la vlvula y con ese dato se calculará ella. La caída máxima de presión en la placa de orificio será de 100 pulgadas de agua que es el diferencial máximo que va a registrar el medidor de flujo empleado.

$$100 \text{ pulgadas de agua} = 0.254 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_1 = 0.231 + 0.5 + 0.254 = 0.985 \text{ kg/cm}^2$$

Caída de presión entre la inyección y el cambiador.-

$$w = 11000 \text{ Kg/hr}$$

$$a = 0.00424 \text{ m}^2$$

$$\rho = 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$v = \frac{w}{a \rho} = \frac{11000}{0.00424 \times 1000 \times 3600} = 0.72 \text{ m/seg}$$

Viscosidad del agua a 135 °C

$$\mu = 0.15 \text{ cps} = 0.0054 \text{ Kg/hr cm}$$

$$Re = \frac{0.0736 \times 0.72 \times 1000 \times 3600}{0.0054 \times 100} = 354000$$

$$f = 0.038$$

Longitud de la tubería	1.45 m
1 té	5.20 m
1 expansión al entrar al cambiador	<u>3.05 m</u>
Total	9.65 m

$$\Delta P_2 = \frac{4 \times 0.038 \times 9.65 \times 1000 \times 0.72^2}{2 \times 9.81 \times 0.0736 \times 10000} = 0.053 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_3 = \text{caída en el cambiador} = 0.027 \text{ Kg/cm}^2$$

Caída de presión entre el cambiador y el tanque.-

$$w = 11000 \text{ Kg/hr}$$

$$a = 57.2 \text{ cm}^2$$

$$\rho = 24 \text{ Kg/m}^3$$

$$v = \frac{11000}{3600 \times 24 \times 0.00572} = 22.3 \text{ m/seg}$$

viscosidad a 147 °C

$$\mu = 0.13 \text{ cps} = 0.00468 \text{ Kg/hr cm}$$

$$Re = \frac{0.0855 \times 22.3 \times 24 \times 3600}{0.00468 \times 100} = 350000$$

$$f = 0.038$$

Longitud de la tubería	3.40 m
2 té	11.00 m
1 contracción	1.53 m
1 expansión	<u>3.67 m</u>
Total	19.60 m

$$\Delta P_4 = \frac{2 \times 0.038 \times 19.6 \times 24 \times 22.3^2}{9.81 \times 0.0855 \times 10000} = 2.13 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_t = \Sigma \Delta P = 0.985 + 0.053 + 0.027 + 2.13$$

$$\Delta P_t = 3.095 \text{ Kg/cm}^2$$

Altura hidrostática entre la bomba y el punto de descarga

1.75 m

$$\Delta P = 1.75/10 = 0.175 \text{ Kg/cm}^2$$

Presión en el tanque de descarga

$$3.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man} = 4.53 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$$

Presión en la descarga:

Presión en el tanque	- 4.53 Kg/cm <sup>2</sup>
Presión estática	- 0.175 "
Cafua por fricción	- <u>3.095</u> "
Presión de descarga	- 7.800 Kg/cm <sup>2</sup>

$\Delta P$  de la bomba = presión descarga + presión succión

$$= -7.800 + 4.5872 = -3.2128 \text{ Kg/cm}^2$$

$$= -3.2128 \times 10 = 32.128 \text{ m H}_2\text{O} = 105 \text{ pies H}_2\text{O}$$

Potencia de la bomba.-

El flujo por la diferencia de presión que tiene que crear la bomba nos da la potencia.

$$\text{Potencia} = 10 \times 3.2128 \times 10000/3600 = 89 \text{ Kg m/seg.}$$

$$\text{HP} = 89/76.04 = 1.16$$

Suponemos una eficiencia de 0.9

$$\text{Potencia al freno} = 1.16/0.9 = 1.30 \text{ HP}$$

El motor inmediato superior es de 2 HP

TANQUE DE SEPARACION.-

El tanque de separación es de 2 metros de largo por 1 me-

tro de diámetro con cabezales hemisféricos de lámina de 4.75 mm (3/16") soluada, siendo la resistencia del acero de 1265 kg/cm<sup>2</sup>. Se considera que la eficiencia de la soldadura es 1.

Para tanques cilíndricos el máximo esfuerzo permitido en las paredes se expresa por

$$f_p = \frac{PD}{2g}$$

P = presión en el interior, kg/cm<sup>2</sup>

D = diámetro del tanque, cm

g = espesor de la lámina, cm

$$f_p = \frac{3.5 \times 100}{2 \times 0.475} = 370 \text{ kg/cm}^2$$

En los cabezales

$$f_c = \frac{PL}{2g}$$

L = radio interior del cabezal

$$f_c = \frac{3.5 \times 50}{2 \times 0.475} = 185 \text{ kg/cm}^2$$

Como los dos esfuerzos son mucho menores que la resistencia a la fatiga de la lámina de acero, el tanque sirve perfectamente. Los datos para el cálculo anterior fueron tomados del libro Strength of Materials por S. Timoshenko.

#### VALVULAS AUTOMATICAS.-

Las características y capacidades de las válvulas automáticas se encuentran en tablas de los fabricantes, relacionadas con el coeficiente de descarga de la válvula.

El coeficiente de descarga de la válvula es la cantidad de agua que fluirá en galones por minuto a 60 °F a través de -

una válvula cuando esté totalmente abierta y con una caída de presión de 1 lb/pulg<sup>2</sup>.

$$C_v = Q_L \sqrt{\frac{s}{P_1 - P_2}}$$

$Q_L$  = flujo en galones por minuto.

$C_v$  = coeficiente de descarga de la bomba.

$P_1$  = presión a la entrada de la válvula.

$P_2$  = presión a la salida de la válvula.

$s$  = gravedad específica del líquido.

$$\text{Kg/cm}^2 = 14.2 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\text{m}^3/\text{hr} = 4.4 \text{ gal/min}$$

Entrada de agua tratada.-

$$Q_L = 1 \text{ m}^3/\text{hr} = 4.4 \text{ gal/min.}$$

$$s = 1.$$

$$P_1 = 30 \text{ Kg/cm}^2$$

$P_2$  = descarga de la bomba - caída hasta el punto de inyección.

$$P_2 = 5.865 - 0.974 = 4.891 \text{ Kg/cm}^2$$

$$P_1 - P_2 = 30 - 4.891 = 25.109 \text{ Kg/cm}^2 = 356 \text{ lb/pulg}^2$$

$$C_v = 4.4 \sqrt{\frac{1}{356}} = 0.233$$

Se usarán válvulas Fisher Governor que es la marca de las válvulas existentes en la Refinería.

La válvula más apropiada para este  $C_v$  es una "single port design "A" body, microflute pup inner valve".

Se usará la que da  $C_v = 0.308$  con 100 % de abertura, o sea la que tiene orificio de 1/4 de pulgada, con una sola ranura en el tapón y una carrera de 3/4 de pulgada.

Recirculación.-

$$Q_L = 10 \text{ m}^3/\text{hr} = 44 \text{ gal}/\text{min}$$

$$P_1 - P_2 = 0.5 \text{ Kg}/\text{cm}^2 = 7.1 \text{ lb}/\text{pulg}^2$$

$$s = 0.925$$

$$C_v = 44 \sqrt{\frac{0.925}{7.1}} = 44 \times 0.370 = 16.2$$

Con este  $C_v$  se encuentra en las tablas para las válvulas como más apropiado el tipo Double port design "A" body V-pup - inner valve (válvula de doble asiento con válvula interna tipo V-pup). Se escogió este tipo de válvula porque presenta la característica de que el flujo que pasa a través de ella es proporcional a la abertura de la válvula.

Se usará la que presenta un  $C_v$  de 20.1 para 100 % de la carrera (es el inmediato superior al calculado), con una carrera de 5/8 de pulgada y entradas para tubería de 1 1/4 pulg.

Condensado.-

$$Q_L = 1.34 \text{ m}^3/\text{hr} = 5.9 \text{ gal}/\text{min}$$

$$P_1 = 10.5 \text{ Kg}/\text{cm}^2$$

$$P_2 = 0$$

$$P_1 - P_2 = 10.5 \text{ Kg}/\text{cm}^2 = 142 \text{ lb}/\text{pulg}^2$$

$$s = 0.883$$

Como la temperatura del condensado está muy próxima a la de evaporación, hay que tomar en cuenta esto pues a la descarga de la válvula existirá una mezcla de vapor y agua.

Cuando un fluido compresible (gas o vapor) pasa a través de una restricción alcanza una velocidad máxima cuando la diferencial de presión llega a ser el 50 % de la presión de entrada. A este punto se le llama caída de presión crítica y a la

relación de la diferencial de presión entre la presión de entrada se llama relación crítica de presión.

Cuando el agua entra a una válvula de control a una temperatura un poco menor de la de saturación manifiesta igual comportamiento.

Los gases y el vapor tienen una relación crítica de presión más o menos constante de 0.5. El agua en cambio, hasta temperatura de 300 °F tiene una aparente relación crítica de presión que va de 0.1 a 0.88. Esta relación es una función de la diferencia de la temperatura de saturación menos la temperatura de entrada a la válvula.

En la ecuación

$$C_v = Q_L \sqrt{\frac{s}{\Delta P}}$$

debe usarse en lugar de  $\Delta P$  el factor de caída de presión disponible de la gráfica Núm. 2 pag. 10-74 del Considine, por la presión de entrada.

$$C_v = Q_L \sqrt{\frac{s}{P_1 \times f}}$$

Se usará siempre la menor ya sea  $\Delta P$  o  $P_1 \times f$ .

En nuestro caso por salir el condensado casi a la temperatura de saturación corresponde un factor de 0.1.

$$C_v = 5.9 \sqrt{\frac{0.883}{142 \times 0.1}} = 1.48$$

En las tablas se encuentra como más apropiada la válvula de un asiento de cuerpo "A" con válvula interna microilute-pup con un orificio de 3/8 de pulgada, con una carrera de 3/4 de pulgada y un  $C_v$  de 1.76 para 100 % de abertura.

Vapor de salida.-

Para vapor de agua se usa la siguiente ecuación para calcular el  $C_v$

$$C_v = \frac{wK}{3\sqrt{(\Delta P)P_2}}$$

$$w = \text{lb/hr}$$

$$\Delta P = \text{caída de presión, } P_1 - P_2$$

$$P_1 = \text{presión de entrada.}$$

$$P_2 = \text{presión de salida.}$$

$$K = 1 + (0.0007 \times \text{°F de sobrecalentamiento})$$

$$C_v = \text{coeficiente de descarga de la válvula.}$$

Cuando  $P_2$  sea menor de  $P_1/2$  se usará  $P_1/2$  en lugar de ---

$$\sqrt{(\Delta P)P_2}$$

$$w = 1000 \text{ Kg/hr} = 2200 \text{ lb/hr}$$

$$K = 1$$

$$P_1 = 4.53 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs} = 64.2 \text{ lb/pulg}^2 \text{ abs}$$

$$P_2 = 1.03 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs} = 14.2 \text{ lb/pulg}^2 \text{ abs}$$

$$C_v = \frac{2200 \times 2}{3 \times 64.2} = 22.8$$

La válvula más apropiada es una de doble asiento de cuerpo "A" con válvula interna V-pup de 1 1/4 de pulgada, con una carrera de 5/8 de pulgada y un  $C_v$  de 34.6 a 100 % de abertura.

PLACAS DE ORIFICIO.

Recirculación.-

Diámetro nominal de la tubería, cédula 80 3 pulg.

D Diámetro interior de la tubería 2.9 pulg.

Material de la placa acero inox

Tipo de tomas del medidor	de brida.
Peso específico a la temperatura de flujo,	55 lb/pie <sup>3</sup>
Peso específico a 15.5 °C	62.3 "
Sello	ninguno.
Tipo de medidor	celda d/p.
hr Rango	100 pulg H <sub>2</sub> O
Viscosidad	0.08 cps.

$$w = 359 K F_a d^2 \sqrt{hw \rho}$$

$$K d^2 = \frac{w}{359 F_a \sqrt{hw} \sqrt{\rho}}$$

$$w \text{ máx.} = 22000/0.6 = 36700 \text{ lb/hr.}$$

Con esto el flujo de trabajo quedará en el 60 % de la escala del medidor.

$$hw = hr = 100 \text{ pulg H}_2\text{O}$$

$$\rho = 55 \text{ lb/pie}^3$$

Fa corrección de expansión térmica de la placa consultada en la tabla F-1, pág. 12-14 del Considine usando un valor de 1.004 para placa de acero inoxidable a una temperatura entre 324 y 398 °F.

$$Kd^2 = \frac{36700}{359 \times 1.004 \times 10 \times 7.41} = 1.374$$

De aquí en adelante el cálculo se hace por tanteos. Se supone un valor de d/D y un Reynolds para el orificio y con estos datos se determina el valor de Ka en la tabla F-2 de la sección 12 del Considine. Se sustituye el valor de Ka en

$$d = \sqrt{K d^2 / K_a}$$

Se calcula d/D y el Reynolds con la ecuación 5 de la sec-

ción 4 del mismo Considine.

$$Rd = \frac{0.004244 \cdot w}{d}$$

Si coinciden los valores de  $d/D$  y de  $Rd$  con los supuestos queda terminado el cálculo, pero de no ser así se vuelven a -- dar otros valores hasta que los calculados sean iguales a los supuestos.

Suponemos

$$Rd = 500000$$

$$d/D = 0.5$$

Encontramos

$$Ka = 0.6244$$

$$d = \sqrt{\frac{K d^2}{Ka}} = \sqrt{\frac{1.374}{0.6244}} = 1.484$$

$$d/D = 1.484/2.9 = 0.5116$$

$$Rd = 1465000/1.484 = 985000$$

Ahora se supone

$$Rd = 990000$$

$$d/D = 0.51$$

Se encuentra

$$Ka = 0.6267$$

$$d = \sqrt{1.374/0.6267} = 1.481$$

$$Rd = 1465000/1.481 = 990000$$

Se hace otro tanteo con los valores

$$Rd = 990000$$

$$d/D = 0.5105$$

Se encuentra

$$K_a = 0.6268$$

$$d = \sqrt{1.374/0.6268} = 1.480$$

$$d/D = 1.480/2.9 = 0.5105$$

$$R_d = 1465000/1.48 = 990000$$

Salida de vapor.-

Diámetro nominal de la tubería, cédula 80	3 pulg.
D Diámetro interior de la tubería	2.9 pulg.
Material de la placa	acero inox
Tipo de tomas del medidor	de brida
Peso específico a la temperatura de flujo,	0.144 $\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$
Sello	condensado
Tipo de medidor	celaa d/p
hr Rango	100 pulg H <sub>2</sub> O
Viscosidad	0.014 cps

Para vapor utilizamos

$$K_d^2 = \frac{w}{359 Y_1 P_a \sqrt{h_w \rho}}$$

$$w \text{ máx.} = 2200/0.6 = 3666 \text{ lb/hr}$$

$$h_w = h_r = 100 \text{ pulg H}_2\text{O}$$

$$P_a \text{ a } 297 \text{ }^\circ\text{F} = 1.003$$

Para encontrar el valor de Y determinamos la relación de las presiones a la salida y a la entrada de la placa; con este dato y la relación de diámetros se encuentra  $Y_1$  en el diagrama F-8, pág. 12-27 del Considine.

$$P_1 = 4.53 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$P_2 = 4.53 - 0.254 = 4.276 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$r = P_2/P_1 = 4.276/4.53 = 0.945$$

$$K d^2 = 3666/Y_1 \cdot 359 \times 1.003 \times 10 \times 0.144$$

$$K d^2 = 7.069/Y_1$$

Se supone  $d/D = 0.7$

$$Rd = 100000$$

Se encuentra

$$Y_1 = 0.96$$

$$Ka = 0.7022$$

$$K d^2 = 7.069/0.96 = 7.364$$

$$d = \sqrt{7.364/0.7022} = 3.34$$

El diámetro calculado resulta mayor que el diámetro de la tubería; esto se debe a la gran velocidad del vapor en la tubería, lo que produce una caída de presión grande con una restricción cuyo orificio está muy cercano al tamaño del diámetro de la tubería. Como no existen datos para relaciones de diámetros mayores de 0.7 y se trata de usar un medidor diferencial de 100 pulgadas de agua, la placa se colocará en un tramo de tubería de 6 pulgadas de diámetro nominal, teniendo un diámetro interior de 5.761 pulgadas.

Se supone

$$d/D = 0.6$$

$$Ra = 250000$$

Se encuentra

$$Y_1 = 0.98$$

$$Ka = 0.6515$$

$$K d^2 = 7.069/0.98 = 7.214$$

$$d = \sqrt{7.214/0.6515} = 3.328$$

$$d/D = 3.328/5.761 = 0.5777$$

$$Rd = \frac{2200 \times 0.004244}{d \times 0.00000878} = \frac{1060000}{d}$$

La viscosidad está dada en lb/pie seg

$$Rd = 1060000/3.328 = 320000$$

Ahora se supone  $d/D = 0.58$

$$Rd = 320000$$

Se encuentra

$$Ka = 0.6450$$

$$Y_1 = 0.98$$

$$d = \sqrt{7.214/0.6450} = 3.344$$

$$d/D = 3.344/5.761 = 0.5806$$

$$Rd = 1060000/3.344 = 318000$$

Se procede a otro tanteo suponiendo

$$d/D = 0.5805$$

$$Rd = 318000$$

Se encuentra

$$Ka = 0.6452$$

$$d = \sqrt{7.214/0.6452} = 3.343$$

$$d/D = 3.343/5.761 = 0.5805$$

$$Rd = 1060000/3.343 = 318000$$

Como coinciden los valores calculados con los supuestos - se da por terminado el cálculo.

Condensado.-

La tubería por donde sale el condensado tiene un diámetro muy pequeño por lo que se usarán tomas de placa, pues es el sistema que da mayor exactitud en estos casos. Los datos necesarios están tomados del folleto Computation of orifice bores

using corners conections publicado por la Barton Instrument---  
Corp.

h presión diferencial máxima	100 pulg H <sub>2</sub> O
Diámetro nominal de la tubería, ced. 80	1 1/4 pulg
Flujo normal	5.92 gpm
Temperatura de flujo	366 °F
G <sub>b</sub> gravedad específica a 60 °F	1
G <sub>1</sub> gravedad específica a 366 °F	0.883
Viscosidad a 366 °F	0.148 cps
Material de la placa	acero inox
Tomas de presión de placa	
Medidor	celda d/p

El coeficiente de descarga se calcula según la ecuación

$$F_c = \frac{Q_b 0.1766 G_b}{\sqrt{G_1} D^2 \sqrt{h} E}$$

$$Q_b \text{ flujo máximo} = 5.92/0.6 = 9.85 \text{ Gpm}$$

$$D \text{ diámetro interior} = 1.278 \text{ pulg}$$

$$E \text{ coeficiente de expansión de la placa a } -366 \text{ °F} = 1.006$$

$$F_c = \frac{9.85 \times 0.1766 \times 1}{0.941 \times 1.633 \times 10 \times 1.006} = 0.1263$$

Con este valor en la figura 2 se determina d/D que es igual a 0.449.

Ahora encontramos el factor de corrección por el número de Reynolds.

$$R_D = Q_b G_b 2110/D$$

$$R_D = \frac{9.85 \times 1 \times 2110}{1.278 \times 0.148} = 109800$$

Con este dato y el valor de  $d/D$  se encuentra en la figura 5 el factor de corrección

$$F_R = 1.001$$

El coeficiente de descarga corregido es

$$F_{c_1} = F_c/F_R = 0.1263/1.001 = 0.1262$$

Con este nuevo coeficiente se determina  $d/D$

$$d/D = 0.450$$

Con este valor y el Reynolds se encuentra otro factor de corrección

$$F_{R_1} = 1.001$$

Se corrige con este valor el coeficiente de descarga calculado anteriormente.

$$F_{c_2} = F_c/F_{R_1} = 0.1263/1.001 = 0.1262$$

Como  $F_{R_1}$  es igual a  $F_R$  los valores de  $F_{c_1}$  y  $F_{c_2}$  coinciden dándose por terminado el cálculo, siendo  $d/D$  igual a 0.450 y -

$$d = D \, d/D = 1.278 \times 0.450 = 0.575 \text{ pulg}$$

Tanto en el cálculo de las válvulas automáticas como en el de las placas de orificio se usa el sistema inglés debido a que todos los datos y factores de corrección existentes están en ese sistema.

## CAPITULO V.

### COSTOS.

El cambiador de calor y el tanque ya existen en la refinería, los cuales no tienen ningún uso en la actualidad. La tubería y las conexiones también existen como material recuperado de las instalaciones antiguas que fueron desmanteladas hace unos años.

El equipo que habría necesidad de comprar sería: los instrumentos, las válvulas de seguridad, las válvulas automáticas, la bomba y el motor.

A continuación se da la lista de los instrumentos y sus precios:

FIC.-Controles e indicadores de flujo para el condensado, la recirculación y el vapor producido.

3 controladores Bristol a \$ 3,500.00 c/u	\$ 10500.00
3 registradores Bristol a \$ 6,000.00 c/u	\$ 18000.00
3 celdas d/p 13 A a \$ 2,800.00 c/u	\$ 8400.00

PIC.-Control e indicador de presión para el tanque de evaporación.

1 control e indicador de presión Honeywell	\$ 2700.00
--	------------

LIC.-Control e indicador de nivel para el tanque de evaporación.

1 control e indicador de nivel Mason Neilan	\$ 3750.00
3 válvulas automáticas, a \$ 4,000.00 c/u, aprox	\$ 12000.00
9 reguladores de presión para el aire de suministro a \$ 120.00 c/u	1080.00

1 termómetro bimetalico	\$	200.00
1 bomba centrifuga con motor eléctrico de 2HP	\$	4000.00
El equipo anterior tiene un valor total de	\$	60630.00
El costo de instalación lo consideraremos i-		
gual al 20 % del costo de la planta; importa	\$	12126.00
Lo que da como costo final	\$	72756.00

Como se dijo en el primer capítulo, la razón de escoger - las marcas de instrumentos propuestas, es que los instrumentos en operación son de dichas marcas.

## CAPITULO VI.

### CONCLUSIONES.

1.-Con este laboratorio se acortaría y perfeccionaría el adiestramiento de instrumentistas técnicos y obreros.

2.-Se tendría manera de probar, fuera de las plantas de proceso, los controladores y medidores de flujo, nivel, presión y temperatura.

3.-Los instrumentos de este laboratorio servirían como repuestos para las plantas de proceso, en caso de emergencia.

4.-Se podrían poner a prueba en este laboratorio nuevos tipos de instrumentos que los fabricantes ofrecen a menudo.

5.-Otro factor importante de economía sería el ahorro de refacciones, pues a menudo se desechan piezas en buenas condiciones debido a la deficiente preparación del instrumentista.

CAPITULO VII.

BIBLIOGRAFIA.

Bejar M. F.

Handbook of measurement and control.

The Instruments Publishing Co. Inc.- 1954.

Brown and Associates.

Unit Operations.

John Wiley & Sons, Inc.- 1953.

Considine Douglas M.

Process Instruments and Controls Handbook.

McGraw Hill Book Company, Inc.- 1957.

Kern Donald Q.

Process heat transfer.

McGraw Hill Book Company, Inc.- 1950.

Perry John H.

Chemical Engineers' Handbook.

McGraw Hill Book Company, Inc.- 1950.

Rhodes Thomas J.

Industrial Instruments for Measurement and Control.

McGraw Hill Book Company, Inc.- 1941.

Timoshenko S.

Strength of Materials. Part. I.

D. Van Nostrand Co. Inc.

Computation of orifice bores using corner connections.

Barton Instrument Corporation.- 1429 SO. Eastern Ave.

Los Angeles 22, Cal.

Fisher valve sizing and capacity Charts.

Bulletin AL-5.

Fisher Governor Co. Marshalltown, Iowa.

Fundamentals of instrumentation for the industries.

Honeywell Brown Instruments. Minneapolis, 1955.