



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

**DISEÑO HIDRAULICO Y ESPECIFICACION
DE RECIPIENTES DE PROCESO**

FALLA DE ORIGEN

TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N
ALFREDO GALVAN LOPEZ
LUIS CARLOS MONTEMAYOR GUERRA
JOSE LUIS VIDAL AGUILAR

CUAUTITLAN IZCALLI, EDO. DE MEX. 1989



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 está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

INDICE

Resumen.....	Pag. 1
Objetivo.....	Pag. 2
Capitulo I. INTRODUCCION	Pag. 3
Capitulo II. CLASIFICACION DE LOS RECIPIENTES	Pag. 6
2.1 Clasificación Mecánica.	
2.2 Clasificación de los recipientes de acuerdo a su función en el proceso.	
Capitulo III. CRITERIOS GENERALES DE DIMENSIONAMIENTO	Pag. 11
3.1 Tiempos de Residencia.	
3.2 Relación Longitud /Diámetro (L/D).	
3.3 Criterios para el dimensionamiento final del recipiente.	
3.4 Niveles de líquido.	
3.5 Recomendaciones.	
Capitulo IV. RECIPIENTES ACUMULADORES DE LIQUIDO	Pag. 26
4.1 Métodos de dimensionamiento.	
4.2 Discusión de los métodos.	
4.3 Metodos para la determinación del volumen de líquido de recipientes en operación.	
4.4 Dimensionamiento final de un recipiente acumulador.	
Capitulo V. SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO	Pag. 38
5.1 Generalidades.	
5.2 Ley de Stokes.	
5.3 Métodos de dimensionamiento para separadores.	
5.4 Separadores líquido-líquido con pierna o con mampara interna.	
5.5 Coalescedores.	
Capitulo VI. SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR	Pag. 64
6.1 Ecuación de velocidad.	
6.2 Separador líquido-vapor vertical.	
6.3 Separador líquido-vapor horizontal.	
6.4 Separador líquido-vapor horizontal con domo.	
6.5 Separador líquido-líquido-vapor horizontal.	
6.6 Mallas eliminadoras de niebla.	
6.7 Consideraciones de Proceso.	

Capitulo VII. DIMENSIONAMIENTO DE BOQUILLAS Y CONEXIONES .Pag.105

- 7.1 Boquillas de proceso.
- 7.2 Arreglos de boquillas de alimentación en un recipiente.
- 7.3 Boquillas de descarga.
- 7.4 Boquillas de drenaje.
- 7.5 Boquillas de instrumentación y control.
- 7.6 Conexiones de servicio.
- 7.7 Valvulas de relevo.
- 7.8 Discos de ruptura.
- 7.9 Boquillas de venteo.
- 7.10 Registros de hombre (Man holes).
- 7.11 Registros de mano (Hand holes).

Capitulo VIII. SELECCION DE MATERIALES DE CONSTRUCCION ...Pag.143

- 8.1 Corrosión.
- 8.2 Selección del material de construcción.
- 8.3 Sobreespesor por corrosión.
- 8.4 Recubrimientos.
- 8.5 Control de variables de proceso.
- 8.6 Control electroquímico.
- 8.7 Diseño adecuado.

Capitulo IX. EJEMPLOS DE APLICACIONPag.160

- 9.1 Recipientes acumuladores de líquido.
- 9.2 Separadores líquido-líquido.
- 9.3 Separadores líquido-vapor verticales.
- 9.4 Separadores líquido-vapor horizontales.
- 9.5 Separadores líquido-líquido-vapor.
- 9.6 Llenado de hoja de datos de proceso.

CONCLUSION Pag.190

BIBLIOGRAFIA Pag.193

APENDICE A. FUNCIONES SEGMENTALES Pag.199

APENDICE B. FLUJO DE FLUIDOS Pag.202

APENDICE C. DISPOSITIVOS DE RELEVO DE PRESION Pag.215

APENDICE D. SELECCION DE MATERIALES Pag.238

RESUMEN.

A través del desarrollo de la industria química y petroquímica, el dimensionamiento de muchos equipos se ha modificado partiendo desde un diseño empírico hasta un desarrollo sistemático; producto de una ardua investigación y experiencias en seguridad.

En este trabajo se presenta un estudio enfocado al dimensionamiento de los recipientes separadores líquido-líquido, líquido-vapor y acumuladores de líquido, que son comúnmente empleados en la industria. Así mismo se proporcionan las herramientas necesarias para su diseño y especificación final.

En el capítulo I se presenta a manera de introducción una descripción de las generalidades inherentes al estudio de los recipientes mencionados.

En el capítulo II se mencionan las diversas formas en las que se pueden clasificar los recipientes. De las cuales dos de ellas son las más importantes:

- La clasificación mecánica
- Clasificación por su función en el proceso.

Siendo esta última la que delimita el alcance del presente trabajo.

En el capítulo III se presentan los criterios de tiempo de residencia, relaciones L/D y niveles de líquido que deben emplearse como una herramienta para el dimensionamiento adecuado de los recipientes.

En los capítulos IV, V y VI se presentan los métodos para el dimensionamiento de los recipientes acumuladores, separadores líquido-líquido y separadores líquido-vapor respectivamente.

En el capítulo VII se contempla el dimensionamiento de las boquillas requeridas en un recipiente, como son boquillas de proceso, de servicio, instrumentos de protección y seguridad, las cuales permitirán al recipiente operar adecuadamente y constituyen un elemento complementario para su especificación final.

En el capítulo VIII se presenta una guía para la selección del material de construcción que puede ser empleado en la fabricación del recipiente. La selección final de éste, requiere de un estudio más detallado que queda fuera del alcance del presente trabajo. Así mismo se incluyen algunos métodos para protección contra la corrosión.

Finalmente en el capítulo IX se presentan algunos ejemplos de aplicación para el dimensionamiento de recipientes así como la hoja de datos correspondiente para cada ejemplo, en la cual se han plasmado los datos que el ingeniero de proceso debe suministrar.

La hoja de datos de equipo representa la especificación final por parte del ingeniero de proceso y el punto de partida para su diseño mecánico.

OBJETIVO

El presente trabajo tiene como finalidad, el integrar los métodos de dimensionamiento para los recipientes separadores y acumuladores propuestos por diferentes autores, considerando sus ventajas y desventajas a fin de seleccionar y proponer el más conveniente. Así mismo, se desarrollan métodos de dimensionamiento para aquellos casos en los cuales la metodología de cálculo no se encuentra estandarizada. Para tal propósito se incluyen los criterios y herramientas básicas requeridas para el diseño, entendiéndose por herramientas todos aquellos temas necesarios que sirven como un respaldo para llegar a la especificación final de estos recipientes; quedando fuera del alcance del presente trabajo el diseño mecánico. Este trabajo, está dirigido al personal dedicado al desarrollo de la ingeniería de procesos, que involucra el diseño y selección de equipo, así como a los estudiantes de ingeniería que requieren de un conjunto de criterios y metodología de cálculo para efectuar el diseño de estos equipos.

DISEÑO HIDRAULICO
Y ESPECIFICACION

CAPITULO I
INTRODUCCION

DE RECIPIENTES
DE PROCESO

CAPITULO I

INTRODUCCION.

Uno de los equipos de mayor importancia por sus vastas aplicaciones son los recipientes.

La nomenclatura de estos es obscura, pero ordinariamente el término "tanque" se refiere a un contenedor para líquidos o sólidos diseñado para soportar presiones cercanas a la atmosférica, mientras que el término recipiente se refiere a un contenedor para líquidos y/o gases, que puede soportar presiones internas o externas que excedan a la atmosférica. Sin embargo, los recipientes horizontales o verticales a presión y vacío son llamados comúnmente tanques, aunque en este trabajo se les denominará también como recipientes.

En la industria, los recipientes tienen diversas aplicaciones como pueden ser: Tanques acumuladores, separadores, tanques de almacenamiento, torres, intercambiadores de calor, evaporadores, cristalizadores, etc. Sin embargo, el alcance del presente trabajo estará enfocado únicamente al diseño de los recipientes acumuladores y separadores.

Los tanques de almacenamiento son diseñados para contener grandes cantidades de líquido y generalmente operan a presión atmosférica, aunque pueden estar sujetos a presión interna mínima.

Los acumuladores son recipientes destinados a garantizar la continuidad de los procesos, los cuales permiten una flexibilidad razonable de operación. El término "razonable", está relacionado al tiempo en el cual el personal puede detectar y corregir una alteración en cualquier equipo de proceso. Estos equipos, deben proveer un tiempo suficiente para tomar una acción correctiva cuando se presentan condiciones anormales de operación y evitar un paro de emergencia en la operación de una planta.

Los separadores son empleados para dividir dos o mas fases presentes en una corriente determinada, lo cual minimiza la contaminación de una corriente deseada.

Este tipo de separadores pueden ser colocados en forma vertical u horizontal, dependiendo de la cantidad de fases manejadas o de requerimientos de proceso.

Por ejemplo, los separadores verticales son frecuentemente utilizados antes de la succión a compresores para evitar que estos sean dañados por la entrada de líquido, arrastrado por la corriente gaseosa, ya que estos equipos son muy delicados y de un costo elevado.

Algunos ejemplos de los separadores verticales u horizontales son:

Horizontales

- Acumuladores (Reflux drums y Surge drums)
- Decantadores (Settling drums)
- Separadores de vapor (Steam drums)

Verticales

- Separadores de gota (Knockout drums)
- Vaporizadores (Flash drums)
- Acumuladores de seguridad (Blowdown drums)
- Secadores (Dryers)

Los recipientes presentan diferentes formas, que pueden ser: Esféricos o Cilíndricos. La forma dependerá de la presión a la cuál opere el recipiente, o bien de un estudio económico para éste; es decir, cuando se tengan diferentes opciones, se elegirá aquella que presente un menor costo. Sin embargo, los requerimientos de seguridad se anteponen a los económicos, para garantizar la integridad del personal que labora en la planta.

Existe una gran variedad de tapas para los recipientes cilíndricos, como son: planas abombadas, hemisféricas, torisféricas y elípticas.

Las tapas hemisféricas son de alto costo y construcción especializada, por lo que se usan para altas presiones o recipientes de paredes gruesas o múltiples como reactores.

Las tapas elípticas son las más adecuadas para recipientes de la industria de procesos, y espesores medios (3/4 de pig, o presiones mayores de 200 psig.)

Las tapas torisféricas son las más económicas y prácticas para bajas presiones (menores a 150 psig).

Las tapas planas se utilizan en recipientes de baja capacidad que operan generalmente a presiones atmosféricas.

Las tapas abombadas se emplean comúnmente en nuestro país, pero están fuera de código o especificación.

Los recipientes esféricos son los ideales para resistir altas presiones, pero su construcción es complicada y costosa, por lo que generalmente se sustituyen hasta donde sea posible por recipientes cilíndricos con tapas formadas.

El diseño mecánico de los recipientes, está reglamentado por medio de códigos de especificación que deben aplicarse rigurosamente para satisfacer los requerimientos de seguridad. Estas especificaciones se encuentran incluidas en el código ASME sección VIII div. I y II (American Society of Mechanical Engineers) y API (American petroleum Institute).

El diseño hidráulico involucra diferentes factores como son:

- Propiedades físicas y químicas de los fluidos.
- Criterios de diseño.
- Principios básicos de diseño plasmados en códigos.

El diseño de los separadores, se fundamenta principalmente en la ley de Stokes; (para la determinación de la velocidad de sedimentación) y la ecuación de velocidad propuesta por Souders y Brown, y con ayuda de criterios tales como: relación óptima (L/D), tiempo de residencia, niveles de líquido, espacio mínimo

para el vapor, etc. se pueden determinar las dimensiones de un recipiente mediante los métodos presentados en este trabajo.

Un recipiente, puede estar provisto de accesorios internos que garanticen su buen funcionamiento, además de minimizar sus dimensiones al efectuar su diseño. De estos accesorios se pueden citar los siguientes:

- a) Mallas eliminadoras de niebla.- Estas impiden el arrastre de gotas por el flujo de vapor.
- b) Coalescedores.- Estos permiten la aglomeración de las partículas de una fase dispersa, con lo que facilita la separación.
- c) Rompedores de vórtice (o remolino).- Impiden que gases o vapores entren en la corriente de salida de un recipiente con lo que se evitan problemas de operación en equipos corriente abajo.
- d) Mamparas de choque.- Son empleadas para disminuir la velocidad del fluido y facilitar la separación de un líquido y un vapor o bien para proteger al recipiente contra erosión.

El dimensionamiento de boquillas y conexiones, debe considerar los mismos criterios empleados para el dimensionamiento de líneas (ΔP y velocidad) las cuales deben adaptarse a la disponibilidad de las medidas comerciales de tuberías y accesorios externos; tales como dispositivos de medición, válvulas, etc., para proporcionar al recipiente la instrumentación necesaria. Así mismo, debe contar con dispositivos de seguridad (válvulas de relevo de presión, discos de ruptura etc.), que garanticen su resistencia mecánica.

La selección de materiales de construcción de los recipientes, es un aspecto de gran importancia, en el que se deben tomar en cuenta factores tales como: seguridad, resistencia mecánica, acción corrosiva de los fluidos, disponibilidad de los materiales y evaluaciones económicas de los mismos a fin de lograr un diseño óptimo.

DISEÑO HIDRAULICO
Y
ESPECIFICACION

CAPITULO II

CLASIFICACION DE LOS RECIPIENTES

DE RECIPIENTES
DE PROCESO

CAPITULO I I

CLASIFICACION DE LOS RECIPIENTES

Cuando en un recipiente se efectua una operación fisicoquímica por ejemplo en un reactor o una torre de separación difusional, sus dimensiones vienen practicamente condicionadas por los calculos de cinética, las características de las piezas internas y las pérdidas de carga, pero cuando el recipiente solamente proporciona el volumen para efectuar una decantación o suministrar un tiempo de retención, únicamente quedan establecidas las condiciones de sección y/o volumen mínimos.

De esta manera, los recipientes pueden ser clasificados desde diversos puntos de vista como son: posición, uso en el proceso, presión de trabajo, forma y tipo de tapas, tamaño etc. Sin embargo, para los alcances del presente trabajo, la clasificación que se aplicará a los recipientes está basada en dos aspectos generales diferentes como son:

- a) De acuerdo a su diseño mecánico
- b) De acuerdo a su función en el proceso.

2.1 CLASIFICACION MECANICA DE LOS RECIPIENTES

Desde el punto de vista del diseño mecánico, la clasificación de los recipientes se lleva a cabo en función de su presión de operación y de su forma. La figura 2.1 muestra una idea general de esta clasificación.

Los recipientes abiertos se usan generalmente como tanques de retención entre una y otra operación en el proceso. En procesos intermitentes se utilizan como homogeneizadores y mezcladores. Estos recipientes representan un costo inferior respecto a los recipientes cerrados; sin embargo, se tienen diversos inconvenientes en cuanto a contaminación del producto y pérdidas diversas, por lo que el uso de los mismos no es muy recomendable y paulatinamente han ido desapareciendo.

Los recipientes cerrados pueden actuar a presión atmosférica como en el caso de los recipientes de almacenamiento de fondo plano o bien pueden actuar a presiones superiores o inferiores a la atmosférica cayendo en cualquiera de las dos categorías siguientes:

- a) recipientes cilíndricos.
- b) recipientes esféricos, pudiendo ser estos últimos esferas modificadas.

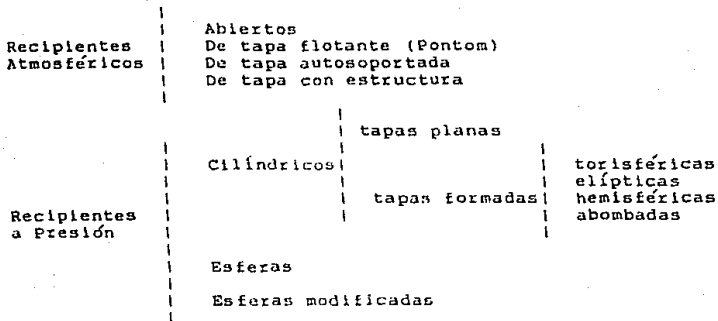


FIG. 2.1 CLASIFICACION MECANICA DE LOS RECIPIENTES.

Los recipientes cilíndricos de tapas formadas son los mas usados bajo condiciones de presión interna o externa, ya sean medias o severas. Practicamente la mayoría de los recipientes caen dentro de esta categoría; torres de destilación, cambiadores de calor, evaporadores, cristalizadores, recipientes acumuladores o de balance, reactores, tanques de almacenamiento de gases etc. Solo en aquellos casos en los que la presión, el volumen de almacenamiento o las características de la operación a realizar así lo requieran, se opta por formas especiales y sus modificaciones.

2.2 CLASIFICACION DE LOS RECIPIENTES DE ACUERDO A SU FUNCION EN EL PROCESO

Los recipientes se clasifican por consideraciones de proceso en tres grupos comunmente empleados en la industria como son:

- a) Recipientes de almacenamiento o de balance.
- b) Recipientes separadores líquido-líquido.
- c) Recipientes separadores líquido-vapor.

A continuación se muestran algunas de las características de servicio y aplicación de estos recipientes.

2.2.1 RECIPIENTES DE ALMACENAMIENTO O DE BALANCE

Este tipo de recipientes es utilizado para proporcionar una capacidad de almacenamiento para las corrientes que así lo requieran, asegurando un flujo continuo para la corriente durante un tiempo determinado, el cual es conocido como tiempo de residencia. Cuando se utilizan para almacenar las corrientes de proceso, proporcionan un medio conveniente para asegurar un flujo constante y sin fluctuaciones.

Los recipientes de almacenamiento o de balance pueden ser verticales u horizontales, no existiendo ventajas operacionales que puedan definir la posición. Generalmente, los recipientes operados a presión atmosférica son verticales debido a la facilidad de construcción y bajo costo; de igual forma la mayoría de las veces los recipientes a presión son diseñados en forma horizontal ya que se recomiendan relaciones "L/D", (Longitud / Diámetro), bastante grandes y además como la capacidad de estos recipientes es elevada, se necesitarían tanques demasiado largos y con altos costos para su cimentación y plataformas.

2.2.2 RECIPIENTES SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO.

Este tipo de recipientes son utilizados básicamente para efectuar la separación física de las fases de una mezcla de líquidos inmiscibles. En el caso mas general, son formadas dos fases líquidas continuas, cada una conteniendo gotas no emulsificadas de la otra fase, la separación se efectúa bajo la influencia de la gravedad, debido a la diferencia de la densidad entre los dos líquidos.

Para lograr una buena separación en estos recipientes, el tiempo de retención o residencia para las fases líquidas debe ser mayor al tiempo requerido para romper la dispersión y efectuar la sedimentación. Los recipientes horizontales proporcionan una relación tiempo de residencia / tiempo de sedimentación, mucho mayor respecto a los recipientes verticales, por lo que estos últimos no son recomendados para efectuar éste servicio.

Las principales aplicaciones que tienen estos equipos se encuentran en los sistemas de extracción por solventes, de endulzamiento de líquidos, en procesos de lavado cáustico y acuoso de hidrocarburos, y en sistemas de destilación donde se obtienen varias fases líquidas inmiscibles como producto.

2.2.3 RECIPIENTES SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR.

Las funciones principales que se asignan a estos equipos son:

a) Remover las gotas de líquido arrastradas o contenidas en la fase vapor de una corriente de alimentación al recipiente que

consiste en una mezcla líquido-vapor, para entregar vapores sustancialmente libres de líquido, a otras unidades de proceso.

b) Proporcionar un cierto tiempo de residencia a la fase líquida así obtenida, adicionalmente, estos recipientes pueden ser diseñados para llevar a cabo la separación de dos fases líquidas y una fase vapor.

Al igual que para los otros dos tipos de recipientes, estos pueden ser verticales u horizontales. Su posición dependerá (por orden de importancia) de:

1.- Relación de flujos másicos de vapor / líquido. Se prefiere el uso de separadores verticales para el manejo de mezclas con relación de flujo másico de vapor / flujo másico de líquido > 1 , ($W_v / W_L > 1$), y además, aunque no siempre una sola fase líquida.

Los separadores horizontales, son preferidos para manejar mezclas con una relación de flujo másico de vapor / flujo másico de líquido < 1 , ($W_L / W_v < 1$), y con una sola fase líquida; o mezclas que contengan vapores y dos fases líquidas inmiscibles.

2.- Cimentación, cuando no se tienen restricciones de espacio disponible para la colocación de equipos, se preferirá la posición vertical, de ser esto posible, por ejemplo, en una plataforma marina.

3.- Método y costo de soportes. Los tipos de soportes generalmente usados son:

Para recipientes horizontales.

a) Silletas Soportes.

Para recipientes verticales.

a) Pilares o patas.

b) Faldon.

c) Pedestal de hormigón (sólido o hueco).

4.- Disposición de tuberías. Otra variedad de los separadores líquido-vapor se presenta cuando líquidos inmiscibles se tienen presentes con vapor; en este caso puede emplearse un pequeño recipiente soldado en todo su diametro a la parte inferior del separador para extraer la fase pesada permitiendo de ésta manera un mejor control de la operación y una posible reducción en el tamaño del recipiente. A este pequeño recipiente soldado al separador se le denomina pierna del recipiente mayor.

Los recipientes horizontales también pueden ser provistos de un pequeño recipiente soldado en todo su diametro a la parte superior del separador, cuando está provisto de una malla

eliminadora de niebla y además se tiene una pequeña cantidad de vapor, para de este modo proporcionar el espacio requerido entre el fondo de la malla y la superficie del líquido, sin tener que aumentar el diámetro del recipiente. A éste pequeño recipiente se le denomina domo del separador.

Las aplicaciones típicas de los separadores líquido-vapor son:

- Acumuladores de reflujo.
- Tanques de vaporización instantánea (Flash).
- Tanques separadores de arrastre para compresores.
- Separadores de arrastre para sistemas de manejo de gas combustible.
- Tanques de purga.
- Tanques separadores de agua o condensados.
- Tambores de vapor.

2.2.4 SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO-VAPOR.

La función principal de estos recipientes son:

a) Remover las gotas de líquido arrastradas o contenidas en la fase vapor de una corriente de alimentación al recipiente que consiste en una mezcla líquido-líquido-vapor, para entregar vapores sustancialmente libres de líquido, a otras unidades de proceso.

b) Proporcionar un tiempo de residencia a la fase líquida, el cual debe ser mayor o igual al tiempo de sedimentación de las fases para lograr la separación de dos líquidos inmiscibles.

Normalmente la posición de estos recipientes es horizontal cuando la cantidad de fase líquida es considerable frente a la fase vapor. Estos recipientes pueden estar provistos de una pierna cuando la fase pesada se encuentra en pequeñas cantidades; o un domo cuando la cantidad de fase vapor sea pequeña para proporcionar el espacio necesario para la colocación de una malla eliminadora de niebla.

Cuando la fase vapor se encuentra en mayor proporción que las fases líquidas, éste tipo de separadores puede colocarse en posición vertical (recipientes de succión a compresores).

DISEÑO HIDRAULICO
Y ESPECIFICACION

CAPITULO III

CRITERIOS GENERALES DE DIMENSIONAMIENTO

DE RECIPIENTES
DE PROCESO

CAPITULO III

CRITERIOS GENERALES DE
DIMENSIONAMIENTO.

Los separadores y acumuladores son dimensionados en base al volumen mínimo posible que proporcione la flexibilidad adecuada para efectuar una operación segura y razonable. El término "seguro", se refiere a la capacidad del sistema para absorber trastornos y fluctuaciones del proceso; mientras que el término "razonable" esta relacionado con el tiempo en el cual el personal de operación pueda detectar y corregir un problema en un determinado equipo del proceso. El tiempo de acción y corrección del problema es dependiente del personal de operación en la unidad, el grado de sofisticación de la instrumentación, así como la distribución de los equipos en una planta de proceso.

En este capítulo se integra un estudio detallado de aquellos criterios que influyen de manera determinante en el dimensionamiento de los recipientes, como son: tiempo de residencia, relaciones Longitud/Diámetro (L/D) y niveles de líquido.

Los criterios que se propondrán, han sido resultado de la experiencia y de un minucioso análisis del comportamiento del equipo y del personal durante un largo período de operación. Estos criterios son una guía indispensable para el buen dimensionamiento de los recipientes.

3.1 TIEMPO DE RESIDENCIA.

En las corrientes de líquido se requiere que antes de iniciar una nueva etapa del proceso, exista en el recipiente un cierto volumen mínimo o de reserva a fin de poder absorber o amortiguar las oscilaciones, alteraciones, interrupciones, etc. de la etapa correspondiente al recipiente en cuestión y así facilitar la operación y regulación de la unidad posterior. Por el contrario en algunas ocasiones se exige que el tiempo de permanencia del líquido en el recipiente no sea superior a un determinado valor máximo para que éste no pueda descomponerse, formar incrustaciones, etc., lo que también influye, evidentemente en el volumen del recipiente. Sin embargo, el caso más frecuente es el originado por necesidades de regulación; es decir, el de un tiempo de residencia mínimo.

Para la determinación de los tiempos de retención se requiere tomar en cuenta las características de la instrumentación, puesto que las dimensiones del recipiente afectan la operación continua del sistema, más sin embargo, un buen juicio debe ser aplicado en cada situación, debido a las interrelaciones que existen entre los recipientes y otras etapas del proceso.

El volumen de reserva se cuantifica en forma de tiempo de residencia o retención (surge time) (62,69), del fluido en el recipiente y se puede definir como el tiempo requerido para vaciar el líquido comprendido entre el nivel máximo (HLL) y el nivel mínimo (LLL), excluyendo el volumen de líquido contenido por debajo del nivel mínimo y el contenido en las tapas, con lo cual se tiene un margen de seguridad suplementario. Así mismo, este es el tiempo disponible para tomar una acción correctiva en un cambio crítico en el flujo.

De esta manera, el tiempo de residencia se puede representar mediante la siguiente ecuación:

$tr = \text{volumen almacenado/flujo de líquido.}$

$$tr = [V(HLL) - V(LLL)] / qL \quad (3.1)$$

Alternativamente el tiempo de residencia se puede definir como el tiempo necesario para vaciar el recipiente del volumen de líquido comprendido entre el nivel normal de líquido (NLL) y el nivel mínimo (LLL), como lo establece Friedman y Murtha (33,34,35), valor que se puede considerar equivalente (no igual) a la mitad del anterior.

Para propósitos de diseño se recomienda la definición del tiempo de residencia, como el volumen de líquido comprendido entre el nivel máximo (HLL) y el nivel mínimo (LLL), ya que se tiene mayor información disponible para la utilización de éste criterio; Sin embargo, es igualmente válido dimensionar el recipiente utilizando el otro criterio de tiempo de residencia (de NLL a LLL).

La tabla 3.1 muestra algunos valores recomendados para el tiempo de residencia del líquido entre el nivel máximo y el nivel mínimo. No obstante, como uno de los objetivos del tiempo de retención es el de facilitar la regulación y el control de procesos, éste dependerá de la experiencia del personal que opera en la unidad y el grado de sofisticación de la instrumentación empleada. En la tabla 3.2 se dan algunas recomendaciones en cuanto al factor de corrección que hay que aplicar al tiempo de residencia mostrado en la tabla 3.1, según el tipo de instrumentación y la experiencia que tenga el personal.

Para la utilización de estos factores de corrección debe tenerse en cuenta un cuidado especial, puesto que a medida que el personal adquiere experiencia en la operación de la planta, estos factores se vuelven innecesarios, originando un sobredimensionamiento.

TABLA 3.1 TIEMPO DE RESIDENCIA PARA LIQUIDOS ENTRE EL NIVEL MAXIMO Y EL NIVEL MINIMO.

SERVICIO	DESTINO DE LA CORRIENTE	tr(min)
Tanque de balance	- Unidad de proceso	15 a 20
	- Torre de destilación	8 a 12
	- Tanques fuera de la planta o directamente a un tq de alimentación para otra unidad (flujo por gravedad).	3
	- Igual al anterior, pero el líq. es bombeado desde el tq. de balance.	5
	- Horno	10
Acumulador de reflujo	- Reactor	25
	- Reflujo	5
	- Interc. térmico	5
	- Horno	10
	- Torre	5 a 10
Fondo de la torre	- Almacenamiento (producto)	2
	- otra torre	5
	- Interc. térmico	2
	- Horno (5 del caudal+2 del caudal tot)	2
Platos chimeneas (bandeja de acum.)	- Procesos con dif.de pres.	2
	- Igual al anterior pero con regulación de flujo.	3 a 5
	- Proceso con bomba de arranque manual.	3
	- Proceso con bomba de arranque automático.	1
	- Otra unidad con otro panel de control.	5 a 7
Separadores de arrastre.	- Succión de compresor (en base a la velocidad del líquido de la mayor unidad productora de líq. antes del compresor.	10 a 20
	- Tiempo de residencia adicional o de emergencia para tq. sep. de arrastre entre etapas.	10
	- Los mismos que el fondo de la torre. (de 1/5 a 1/10 del indic. en fondo de torre)	

TABLA 3.2 FACTORES DE CORRECCION PARA EL TIEMPO DE RESIDENCIA.

PERSONAL	FACTOR	INSTUMENTACION	FACTOR
Experimentado	1.0	bién instrumentado	1.0
Bién entrenado	1.2	instrumentado normal	1.2
Sin experiencia	1.5	pobremente instrum.	1.5

Quando se tiene un recipiente en el que existe una salida con varias derivaciones, se debe usar el tiempo de residencia correspondiente al concepto que dé mayor volumen de retención (99), lo que es evidente, ya que la falla se producirá en esta corriente: Por ejemplo, en un acumulador de reflujo que manda también producto a almacenamiento, el volumen entre HLL y LLL será el mayor que resulte de calcular el producto del caudal del reflujo " q " por 5 minutos o el flujo de la corriente de producto por 2 minutos; es decir, no deben sumarse sino elegir el mayor. Sin embargo, en estos casos es conveniente un análisis más detallado de los diferentes problemas que se puedan tener en operación para determinar si este criterio es o no aplicable.

En el caso de separadores líquido-líquido (ver capítulo V) el tiempo de residencia de cada fase debe ser mayor o igual al tiempo mínimo necesario para que una gota de líquido alcance la interfase, ya sea desde el fondo del recipiente o bien en la parte superior del mismo.

Según Abernathy (1) y Sigalés (86), el tiempo de residencia total del recipiente se puede definir como la suma de los tiempos de sedimentación para cada fase. Mientras que para Happel y Jordan (1), el tiempo de residencia debe ser igual a la distancia necesaria para que una gota alcance la interfase entre la velocidad de sedimentación menor. Asegurando de esta manera, que ambas fases se sedimenten.

En los separadores líquido-vapor se presentan dos casos (ver capítulo VII):

1.- Un separador vertical. En este caso, las dimensiones del separador no dependerán del tiempo de residencia del líquido ya que el volumen de éste será aproximadamente 1/10 del flujo volumétrico que ha pasado através del mismo. Las dimensiones de tales separadores están determinadas por la velocidad del gas. Este caso solo es aplicable cuando la cantidad de líquido a separar de una corriente de proceso es pequeña. Por ejemplo, un recipiente de succión a compresor.

2.- Separador horizontal. En este caso la cantidad de fase líquida manejada es superior a la del vapor, por lo tanto el tiempo de residencia del líquido requerido para el proceso, determina las dimensiones del separador.

En el caso de los separadores horizontal líquido-vapor en los que se presenta una segunda fase líquida, el tiempo de residencia del líquido deberá ser mayor al tiempo de residencia de la fase pesada.

Un método alternativo para determinar el tiempo de residencia en acumuladores de líquido ya diseñados, se presenta en la figura 3.1, en el cual, conociendo el diámetro interno del recipiente y el flujo de líquido se puede conocer la relación t/L (tiempo de residencia por pie de longitud de cilindro).

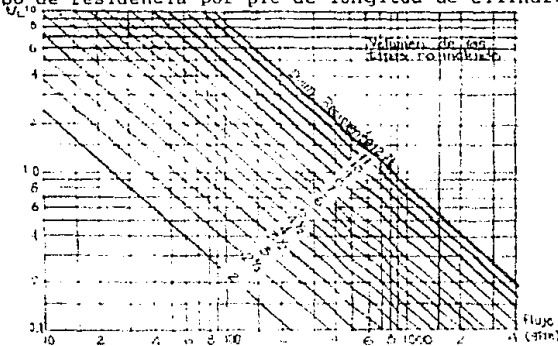


FIG. 3.1 DETERMINACION DEL TIEMPO DE RESIDENCIA PARA ACUMULADORES YA DISEÑADOS (78).

3.2 RELACION LONGITUD/DIAMETRO (L/D).

Los ingenieros de proceso deben seleccionar frecuentemente el tamaño de los recipientes a presión y tanques de almacenamiento, de acuerdo con los requerimientos de proceso. Tomando en consideración los factores generalizados de costo, involucrados en la fabricación de los recipientes, varias relaciones longitud/diámetro han sido propuestas para el dimensionamiento de los recipientes minimizando los costos. Estas relaciones son aplicables en un intervalo de tamaño de recipientes, pero su uso es limitado debido a numerosos factores que intervienen en el análisis del costo y la fabricación de los mismos.

Aunque muchas combinaciones de longitud y diámetro son posibles para un volumen requerido, un análisis minucioso en el dimensionamiento de un recipiente, generalmente consume tiempo y

requiere del uso de una amplia información de precios, así como el conocimiento de los fabricantes y facilidades de construcción.

Muchos recipientes son dimensionados en base a velocidades místicas o cinéticas de mezclas de fluidos y requerimientos de intercambio de calor especificando su construcción interna. Sin embargo, la mayoría de los recipientes, son utilizados para contener fluidos bajo presiones definidas y condiciones de temperatura que satisfagan las funciones del proceso.

La selección de un valor adecuado para la relación L/D de un recipiente de proceso en un determinado servicio resulta afectada por los siguientes factores:

- a) Las consideraciones de proceso son predominantes sobre el costo del recipiente, de manera que su forma y dimensiones, suelen fijarse por requerimientos de tiempo de residencia, área mínima de vapor, velocidades de asentamiento, etc. Aunque en algunas ocasiones pueden llegar a fijarse por limitaciones de área.
- b) Cuando el diámetro del recipiente es menor de 610 mm. (2 ft) existen problemas de construcción y operación (sobre todo en lo que se refiere al mantenimiento) especialmente cuando se van a utilizar accesorios internos como mamparas, serpentines, indicadores especiales de nivel, eliminadores de niebla, etc. Por tanto no se recomienda el diseño de recipientes con un diámetro menor de 610 mm.
- c) Las relaciones óptimas (L/D), no tienen tanto significado para el caso de recipientes con accesorios internos complejos, como lo tienen para los tanques más simples.

3.2.1 RELACION OPTIMA (L/D) PARA RECIPIENTES A PRESION.

Es muy frecuente utilizar reglas prácticas, gráficos o ecuaciones simplificadas para la selección de la relación óptima (L/D), en general basadas en el mínimo peso del material, mínima área, o número de placas involucradas en su fabricación. Desafortunadamente en la actualidad no se cuenta con ningún método que considere todos estos factores y además arroje resultados congruentes.

Normalmente, para todos los recipientes de proceso la relación (L/D), debe encontrarse dentro de un intervalo de $1 \leq (L/D) \leq 5$ (104), el código API recomienda como valor mínimo para la relación (L/D) de 2.

En la figura 3.2 se muestra la relación (L/D) vs el porciento del costo mínimo, para acumuladores de acero colocados en forma horizontal. En el intervalo de 2.5 a 6 el costo varía

solamente un 2%, por lo que cualquier relación dentro de éste intervalo puede ser satisfactoria (104).

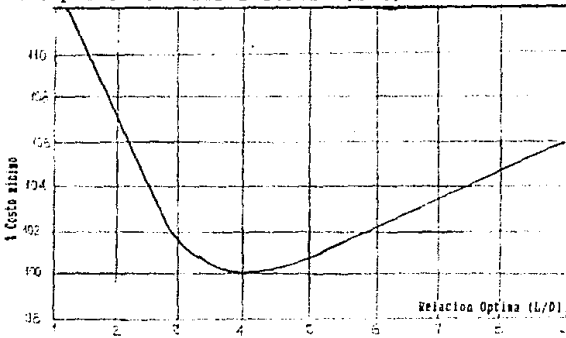


FIG. 3.2 RELACION L/D CONTRA % DE COSTO MINIMO (104).

A continuación se muestran los criterios para la determinación de (L/D).

3.2.1.1 DEPENDIENDO DEL SERVICIO DEL RECIPIENTE.

Algunas veces las dimensiones del recipiente pueden estar restringidas o dictaminadas por el servicio o funcionamiento particular del mismo; en la tabla 3.3 se muestran relaciones (L/D) comúnmente recomendadas para algunas funciones de proceso frecuentemente encontradas en recipientes verticales. Esta tabla es de uso restringido para el dimensionamiento de tanques agitadores ya que estos dependen de otros factores no considerados.

TABLA 3.3 RELACION L/D RECOMENDADAS DE ACUERDO A LA FUNCION DEL RECIPIENTE EN EL PROCESO (46).

FUNCION DE PROCESO	L/D	ESPECIFICACIONES
Agitador de turbina	1.4	impulsor simple mezclado y movimiento.
	2.1	doble impulsor superior a 25000 cp.
	1.2	simple impulsor para solidos uniformes.
	1.8	doble impulsor para suspensiones gaseosas.
Agitadores de hélice	1.2	impulsor simple para >3000 cp en recipientes <=1500 Kg.
	1.8	doble impulsor.
Tanque de almto. atm.	12	lo suficientemente alto para dar un cambio de volumen deseado por unidad de longitud.
Separador gas líquido	1.5	
Separador de gota	3	tanques verticales usados para una carga líquida de 1 gpm y gotas de 500 μ.
Tq. flujo vertical	3	de una sola fase líquida con un tiempo de residencia de 15 min. para el tq. lleno.

3.2.1.2 CONSIDERANDO MINIMO PESO DEL RECIPIENTE (78)

Una ecuación típica para minimizar el peso de un recipiente con tapas elípticas 2:1 es:

$$r = 18.807 t + 1.228$$

3.2.1.3 DEPENDIENDO DE LA PRESION DE OPERACION (39)

PRESION DE OP.	L/D
0 - 250	3.0
251 - 500	4.0
> - 500	5.0

3.2.1.4 DE ACUERDO CON EL AREA SUPERFICIAL MINIMA (78)

TIPO DE TAPA	L/D
hemisférica	2.0
elíptica 2:1	1.4
viceladas y riveteadas.	1.2
planas	1.0

3.2.1.5 CONSIDERANDO LA LONGITUD MINIMA DE SOLDADURA, (SOLDADURA DE TAPAS Y PLACA CILINDRICA.) (78)

TIPO DE TAPA	L/D
hemisférica	2.14
elíptica 2:1	2.60
viceladas y riveteadas.	2.90
planas	3.14

3.2.1.6 EN FUNCION DEL NUMERO DE PLACAS PARA LA CONSTRUCCION DEL CILINDRO (2 PLACAS PARA EL CILINDRO Y SOLDADURA EN LAS PLACAS).

TIPO DE TAPA	L/D
hemisférica	3.70
elíptica 2:1	4.20
viceladas y riveteadas.	4.50
planas	4.70

3.2.1.7 CUANDO SE TIENEN 3 UNIONES CIRCUNFERENCIALES MAS UNA SOLDADURA LONGITUDINAL (78).

TIPO DE TAPA	L/D
hemisférica	0.6
elíptica 2:1	1.1
viceladas y riveteadas.	1.3
planas	1.6

3.2.1.8 CONSIDERANDO LA CORROSION (51).

Cuando no se toma en cuenta la corrosión la relación óptima (L/D) para un recipiente a presión es independiente del volumen. Esta relación es 6 para recipientes con tapas formadas y espesor de 2 pulgadas o menos, sin embargo, 6 es muy costoso y muy alto cuando la corrosión es considerada.

El cálculo de la relación (L/D) óptima involucra un peso y costo menor.

La consideración de que G es un valor óptimo, es válida cuando la corrosión es permitida para:

- 1.- Cada tapa elíptica esta formada por una placa de 1.22 veces el diámetro de la sección transversal del cuerpo cilíndrico.
- 2.- El costo del cuerpo por unidad de peso es inversamente proporcional a D ; es decir, $C_s = C_{s\#} / (D^{1/3})$, donde $C_{s\#}$ es igual al costo de fabricación de un pie del diámetro del cuerpo por lb.
- 3.- El costo de la tapa es 1.5 veces el costo del cilindro $CH = 1.5 C_s$.

El código ASME especifica que el espesor de placa es:

$$t/12 = P D / (2 S E - 1.2 P) + t_c/12 \quad (3.2)$$

Usando las consideraciones anteriores y la ec. 3.2, el costo total del recipiente (C) es:

$$C = (2 \pi M P / (SE - 0.6P)) \{ C_{s\#} / (D)^{1/2} [(P S E / (SE - 0.6P) - 2 t_c S E / P) + (1.2732 V/D + 0.783 D)] \} \quad (3.3)$$

Diferenciando la ecuación anterior con respecto a D se obtiene una relación para el diámetro óptimo.

$$V = (2.088 D^4 - 2.61 t_c (SE/P - 0.6) D^3) / (0.4244 D + 3.3948 t_c (SE/P - 0.6)) \quad (3.4)$$

Debido a que es difícil obtener una solución analítica para la ec. 3.4, la relación óptima L/D es graficada vs. V en la figura 3.3 teniendo $12 t_c (SE/P - 0.6)$ como parametro.

Para obtener el valor de L/D se calcula el parametro y se localiza el punto de intersección con el volumen del recipiente en la fig. 3.3 y de esta manera, se obtendrá el valor de L/D.

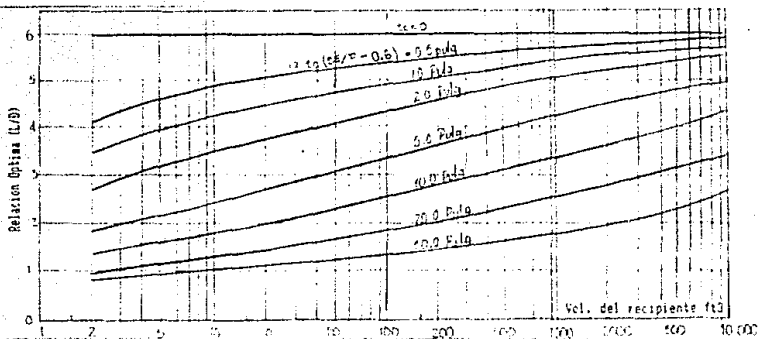


FIG. 3.3 RELACION OPTIMA (L/D) VS. VOLUMEN DEL RECIPIENTE(51)

3.2.2 RELACION OPTIMA (L/D) PARA RECIPIENTES ATMOSFERICOS (B2).

Los criterios para el establecimiento de la relación óptima L/D para los recipientes atmosféricos varían un poco de los mencionados anteriormente, aunque en esencia tienen como base el mismo concepto, o sea, disminuir al máximo el costo del equipo.

Por lo general, para estos tanques, el valor de L/D es muy cercano a la unidad, e inclusive puede llegar a ser menor a uno.

Las ecuaciones para el dimensionamiento óptimo de éstos, se muestran a continuación:

a) Para tanques atmosféricos de almacenamiento, donde el espesor del cuerpo cilíndrico no depende de D y L, o sea, cuando: $D(H-1) <= 1720$.

$$D = 2 H C_1 / (C_2 + C_3 + C_4 + C_5) \quad (3.5)$$

b) Para tanques atmosféricos de almacenamiento, donde el espesor del cuerpo cilíndrico depende de D y L, o sea, cuando: $D(H-1) > 1720$.

$$D = 4 H C_1 / (C_2 + C_3 + C_4 + C_5) \quad (3.6)$$

3.3 CRITERIOS PARA EL DIMENSIONAMIENTO FINAL DE LOS RECIPIENTES

Una vez que se ha efectuado el dimensionamiento del recipiente, lo más conveniente y económico es ajustar estas medidas a las establecidas comercialmente con el objeto de no tener que adicionar costos extras por fabricaciones especiales,

de tal forma, que para fijar el diámetro del recipiente se deba seguir el siguiente criterio:

3.3.1 RECIPIENTES ATMOSFERICOS.

- 1.- Evaluar el perímetro del tanque.
- 2.- Redondear este valor al inmediato superior o inferior en base a la longitud comercial de alguna de las placas cuyas dimensiones se muestran en la tabla 3.4 o bien mediante una combinación de estas longitudes.

Para fijar la longitud de un recipiente atmosférico, lo más conveniente es redondear la longitud calculada al ancho comercial de alguna de las placas o bien una combinación de dos o más de ellas.

TABLA 3.4 DIMENSIONES COMERCIALES DE PLACAS

LONGITUD (ft)	ANCHO (ft)	(plg.)	ESPESESOR (plg.)	(plg.)
8	4	3/16	1/2	1 1/18
10	6	1/4	5/8	1 1/4
12	8	5/16	3/4	1 1/2
16	10	3/8	7/8	1 3/4
20	12	7/16	1.0	2.000

3.3.2 RECIPIENTES A PRESION.

Para la construcción de los recipientes a presión, se sabe que las tapas son fabricadas con una variación en su diámetro de medio pie en medio pie, o sea, que el diámetro deberá ser redondeado al diámetro comercial inmediato superior o inferior de acuerdo a este criterio.

3.4 NIVELES DE LIQUIDO.

La correcta determinación de los diferentes niveles para líquido dentro del recipiente, es tan importante como el diseño mismo, ya que muchas veces el buen funcionamiento de estos equipos dependerá del cuidado con que se estimaron dichos niveles. Cuando el recipiente está provisto de una instrumentación automática, los niveles suelen fijarse de acuerdo a los valores para HLL y LLL determinados para el diseño. La tabla 3.5 muestra los criterios para la localización de los niveles de líquido máximo y mínimo en un recipiente. En forma general, se pueden establecer los siguientes criterios:

TABLA 3.5 CRITERIOS PARA LA LOCALIZACION DE LOS NIVELES DE LIQUIDO EN UN RECIPIENTE.

TIPO DE RECIPIENTE	LLL (plg.)	HLL (plg.)	OBSERVACIONES	REF.
Tq. de almto. atm.	6	0.75H		
Recip. acumuladores	6	0.80D		
Separador líq-líq. (Horizontal)	6	0.80D	20% de D para interfase	14plg. 86
Separador líq-líq. (con pierna)	6	0.80D	tanto el recip. como la pierna	35 (HLL-LLL)>=14plg. 86
Separador líq-vap. (Horizontal sin malla)	6 5 o 0.1D	0.80D 0.80D	15 plg.min. de la parte sup. al HLL	39 (HLL-LLL)>=14plg. 85
Separador líq-vap. (Horizontal con malla)	6 6	6 * 12*	*bajo la parte inferior de la malla.	75
Separador líq-vap. (Vertical con malla)	6 a)	6 b)	a) debajo de la boquilla de alim. b) sobre la línea de tangencia.	75
Sep. líq-líq-vap	5 o 0.1D	0.80D	(HLL-LLL)>=14plg.	85

3.4.1 NIVEL NORMAL.

$$NLL = LLL + 0.6 (HLL - LLL) \quad (3.7)$$

3.4.2 ALARMA POR ALTO NIVEL.

$$HLA = LLL + 0.8 (HLL - LLL) \quad (3.8)$$

3.4.3 ALARMA POR BAJO NIVEL.

$$LLA = LLL + 0.25 (HLL - LLL) \quad (3.9)$$

3.4.4 NIVEL DE CORTE.

$$HHLA = LLL + 0.85 (HLL - LLL) \quad (3.10)$$

3.5 RECOMENDACIONES.

Los criterios para la determinación de las relaciones económicas L/D mostrados anteriormente dependen de varios factores, los cuales están sujetos a una aplicación particular, como es el caso de mínima longitud de soldadura, mínima superficie, número de placas empleadas en la fabricación, etc.

Algunos de estos criterios no dan realaciones L/D funcionales, puesto que al tratar de minimizar un parámetro, se incrementa otro; por ejemplo, para el criterio de mínima superficie en tapas elípticas se tiene una relación L/D de 1.4, que no es funcional ya que conduciría a tener recipientes con tapas muy grandes cuyo costo es elevado; así mismo, su unión soldada.

El empleo de los criterios de mínima longitud de soldadura; así como, el del número de placas empleado en la construcción del cuerpo cilíndrico, requiere de mayor experiencia en cuanto al diseño mecánico; por lo que su uso no se recomienda.

El criterio que considera la corrosión requiere el conocimiento de propiedades del material, así como información más específica sobre velocidad de corrosión (mpy) para la determinación del espesor adicional. Para la utilización de este criterio, es necesario conocer el volumen del recipiente, lo cual solo es posible en recipientes acumuladores, por lo que su aplicación es limitada.

La relación que considera el mínimo peso, es de utilización restringida, puesto que debe tenerse especial cuidado en los valores obtenidos para L/D, ya que este conduce a la disminución de un parámetro mientras se incrementa otro.

El criterio que se recomienda emplear para propósito de diseño práctico es el que considera la presión como parámetro de selección; puesto que la presión de operación es un dato fácil de obtener y requerido en cualquier proceso. Así mismo, la experiencia ha demostrado que los recipientes diseñados bajo este criterio resultan más funcionales. Este criterio de selección está respaldado por el código API.

NOTACION PARA EL CAPITULO III

C1	Depreciación anual sobre el costo de cuerpo cilíndrico, \$/año.
C2	Depreciación anual sobre el costo del fondo, \$/año ft ² .
C3	Depreciación anual sobre el costo de la tapa, \$/año ft ² .
C4	Depreciación anual sobre el costo de cimentación, \$/año ft ² .
C5	Depreciación anual sobre el valor del terreno ocupado, \$/año ft ² .
D	Diámetro interno del recipiente, ft.
E	Eficiencia de la junta soldada, adim.
H	Altura del tanque, ft.
HHLA	Nivel máximo del líquido, ft.
HLLA	Nivel de corte, ft.
L	Longitud del cuerpo cilíndrico, ft.
LLA	Alarma por alto nivel, ft.
LLL	Nivel mínimo del líquido, ft.
NLL	Nivel normal del líquido, ft.
P	presión interna, psig.
q1	Flujo volumétrico del líquido, ft ³ /min.
r	Relación económica L/D, adim.
tr	tiempo de residencia, min.
tc	Espesor por corrosión, plg.
t	Espesor del recipiente, plg.
CM	Densidad del material, lb/ft ³ .

DISEÑO HIDRAULICO
Y
ESPECIFICACION

CAPITULO IV
RECIPIENTES
ACUMULADORES DE
LIQUIDO

DE RECIPIENTES
DE PROCESO

CAPITULO IV.

RECIPIENTES ACUMULADORES DE LIQUIDO

Los tanques de balance son utilizados para mantener un inventario que garantice un flujo continuo y sin fluctuaciones durante un tiempo determinado hacia los equipos o procesos corriente abajo del mismo que así lo requiera.

El dimensionamiento de estos recipientes requiere el conocimiento del flujo del líquido, el tiempo de residencia; así como, las relaciones L/D recomendadas para este tipo de recipientes y consideraciones sobre las propiedades corrosivas del fluido para la selección del material de construcción.

El fundamento de diseño de estos recipientes, se basa en el análisis del volumen de retención y volumen muerto del mismo. Se considera como volumen muerto al contenido por debajo del nivel mínimo y por encima del nivel máximo, y como volumen de retención, al contenido entre el nivel mínimo y el máximo.

En este capítulo se estudiarán los métodos para el dimensionamiento como son: Método de Friedman-Murtha, la modificación a éste y el Método de Factores Sucesivos, el cual fue desarrollado por los autores del presente trabajo.

4.1 METODOS DE DIMENSIONAMIENTO DE RECIPIENTES ACUMULADORES.

4.1.1 METODO DE FRIEDMAN-MURTHA (33).

Este método para el dimensionamiento de recipientes de balance o acumuladores de líquido hace las siguientes consideraciones:

- a) El tiempo de residencia lo define como el tiempo necesario para vaciar el recipiente de líquido del nivel normal al nivel mínimo.
- b) El volumen a almacenar del recipiente, es igual al volumen contenido entre el nivel mínimo y el nivel normal, excluyendo el volumen de las tapas.
- c) La distancia entre el nivel máximo y la parte superior del recipiente, será de 6 a 8 plg.
- d) La distancia del fondo del recipiente al nivel mínimo es de 6 a 8 plg. si el diámetro de mayor a 2 ft.
- e) El volumen comprendido entre en nivel mínimo y el nivel máximo debe ser igual o ligeramente mayor al doble del volumen de operación.

La metodología de cálculo es la siguiente:

1.- Seleccionar el tiempo de residencia recomendado para éste tipo de recipientes (los tiempos de residencia mostrados en la sección 3.1 pueden aplicarse dividiendolos entre 2 como una aproximación).

2.- Determinar el volumen de almacenamiento (V_a)

$$V_a = tr \cdot q_L \quad (4.1)$$

3.- Seleccionar la relación L/D más adecuada indicada en la sección 3.2.

4.- Calcular el diámetro a partir de la siguiente ecuación:

$$D = [4 V_a / (tr \cdot q_L)]^{1/3} \quad (4.2)$$

5.- Con las alturas involucradas para los niveles máximo y mínimo, calcular las áreas de los segmentos $Ac1$ y $Ac2$, mediante las funciones segmentales; o bien, a partir de la siguiente ec.

$$Ac1 = (D/2) \cos^{-1} \left[\frac{((D/2) - H_1) / (D/2)}{1} \right] - \frac{1}{2} \left[((D/2) - H_1) \sqrt{D^2 - (H_1 - H_1)^2} \right] \quad (4.3)$$

Donde el ángulo esta en radianes.

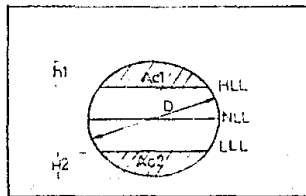


FIG 4.1 UBICACION DE LOS SEGMENTOS DE AREA (33).

6.- Las áreas de los segmentos se restan del área total. El área resultante se multiplica por la longitud para obtener el volumen comprendido entre el nivel mínimo y el volumen máximo (volumen de retención).

$$V_r = L(A_t - (Ac1 + Ac2)) \quad (4.4)$$

7.- El volumen de retención debe ser igual o ligeramente mayor a 2 veces el volumen de almacenamiento; si éste es menor, debe asumirse un diámetro mayor y recalcular las áreas de los segmentos.

$$V_r/V_a \geq 2$$

4.1.2 MODIFICACION AL METODO DE FRIEDMAN MURTHA.

La modificación al método de Friedman-Murtha fue desarrollada por los autores del presente trabajo y consiste en cambiar la definición del tiempo de residencia que hacen Friedman-Murtha. En este método el tiempo de residencia se definirá como el tiempo necesario para vaciar el líquido contenido entre el nivel máximo y el nivel mínimo; con esta nueva definición, los tiempos de residencia dados en la sección 3.1 pueden utilizarse directamente.

La metodología de cálculo de esta modificación, es la misma que la del método de Friedman-Murtha, únicamente debe satisfacerse la condición de que el volumen de retención sea igual o ligeramente mayor al volumen resultado de multiplicar el tiempo de residencia por el flujo volumétrico de líquido.

4.1.3 METODO DE FACTORES SUCESIVOS.

Este método fue desarrollado por los autores del presente trabajo y hace las siguientes consideraciones:

- El nivel mínimo del recipiente se fija como 6 plg. sobre el fondo del mismo.
- El nivel máximo es localizado a un 80% del diámetro.
- El tiempo de residencia se define como el tiempo necesario para vaciar el líquido comprendido entre el nivel máximo y el nivel mínimo.

Este método involucra un factor de corrección (fc) al volumen de retención para tomar en cuenta el volumen muerto del recipiente. La definición del factor fc se deduce a partir del siguiente desarrollo:

El volumen total del recipiente excluyendo el volumen de las tapas viene dado por:

$$V_t = (\pi/4) D^2 L \quad (4.5)$$

El volumen total del recipiente debe ser igual al volumen de retención más el volumen muerto; es decir,

$$V_t = V_r + V_m \quad (4.6)$$

donde:

$$V_r = tr \ qL = (A_t - (A_{c1} + A_{c2})) L \quad (4.7a)$$

$$V_m = (A_{c1} + A_{c2}) L \quad (4.7b)$$

dividiendo la ecuación 4.6 por el volumen de retención obtenemos:

$$V_t/V_r = 1 + (V_m/V_r) \quad (4.8)$$

sustituyendo 4.7a y b en 4.8 tenemos:

$$V_t/V_r = 1 + \frac{A_{c1} + A_{c2}}{(A_t - (A_{c1} + A_{c2}))}$$

$$V_t = f_c V_r \quad (4.9)$$

donde:

$$f_c = 1 + \frac{A_{c1} + A_{c2}}{(A_t - (A_{c1} + A_{c2}))}$$

Este factor se obtuvo para diferentes diámetros tomando en cuenta las consideraciones hechas en los incisos a) y b). En la figura 4.2 se muestra la relación de este factor en función del diámetro.

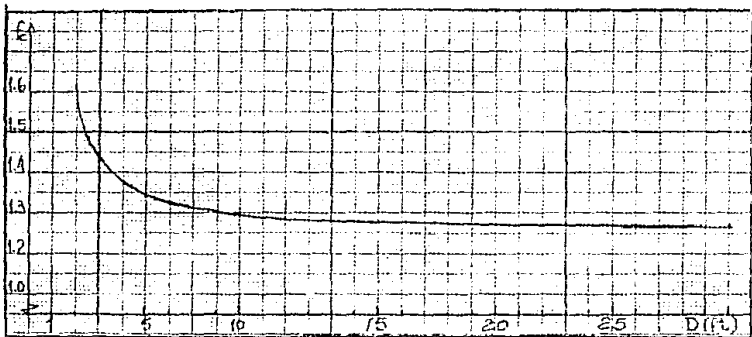


FIG. 4.2 DETERMINACION DEL FACTOR f_c RESPECTO AL DIAMETRO DEL RECIPIENTE.

En este método, el volumen de retención calculado al multiplicar el flujo volumétrico del líquido por el tiempo de residencia, se corrige por el factor f_c para tomar en cuenta el volumen muerto; posteriormente se calcula el diámetro a partir de la ecuación 4.5 sustituyendo en esta la longitud del recipiente por el valor apropiado de la relación económica L/D.

En este método, al igual que los otros dos mencionados anteriormente, es un método iterativo para encontrar el diámetro que satisfaga las condiciones del problema. Dado que el factor f_c depende del diámetro del recipiente, para iniciar los cálculos y obtener el primer diámetro, el valor inicial que se le dará a este factor corresponde a un promedio obtenido al hacer un análisis estadístico a los datos obtenidos de la figura 4.2; sin embargo, el método resulta igualmente válido, si el valor inicial que se le da al factor f_c , no corresponde al valor promedio; por ejemplo, puede asignarse el valor indicado para un diámetro de 3 ft. que es 1.335 en lugar de 1.24 que es el valor promedio.

Metodología de cálculo:

- 1.- Calcular el volumen de retención con la ec. 4.1.
- 2.- Multiplicar el volumen de retención por f_c (1.24), como primera iteración, para de este modo obtener el volumen total del recipiente.
- 3.- Con el valor apropiado de la relación L/D y la ec. 4.5 determinar el diámetro.
- 4.- Con el diámetro calculado, determinar el nuevo factor f_c de la figura 4.2.
- 5.- Repetir los cálculos de los incisos 2, 3 y 4 hasta no obtener una discrepancia considerable en los valores de f_c o bien en los diámetros calculados.
- 6.- Aproximar el diámetro obtenido finalmente al valor comercial inmediato superior.

Una manera alternativa de obtener el diámetro del recipiente a partir del volumen total y la relación L/D, se muestra en la figura 4.3 si V_t es mayor a 1000 gal.

4.2 DISCUSION DE LOS METODOS.

A continuación se muestra una tabla donde se comparan las dimensiones de un acumulador obtenidas por los métodos descritos anteriormente.

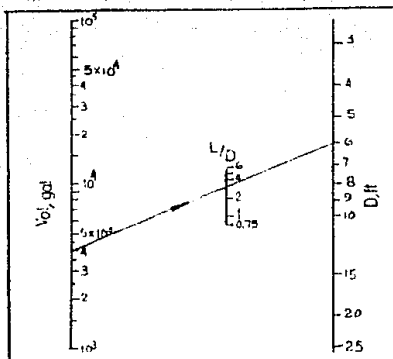


FIG. 4.3 DETERMINACION DEL DIAMETRO A PARTIR DE L/D Y EL VOLUMEN (81).

TABLA 4.1 COMPARACION DE LAS DIMENSIONES DE UN ACUMLADOR DE LIQUIDO (EJEMPLO 9.1).

ELEMENTO	F-M	M-FM	F.S
D calculado (ft)	---	---	3.11
D comercial (ft)	3.5	3.5	3.50
V retencion (ft ³)	81.2	81.2	71.11
L (ft)	10.5	10.5	10.50
L/D	3.0	3.0	3.00
tr (min)	4.0	8.0	8.00
HLL (ft)	2.9	2.9	2.90
LLL (ft)	0.5	0.5	0.50

Analizando la tabla 4.1 se pueden obtener las siguientes conclusiones:

El diámetro final obtenido, corresponde a las dimensiones comerciales en todos los casos; sin embargo, el método de factores sucesivos, permite el cálculo del diámetro necesario para contener el volumen deseado, mientras que los otros dos métodos, el diámetro se incrementa a las dimensiones comerciales en cada cálculo.

El método de Friedman-Murtha es de uso restringido, debido a que no se cuenta con información suficiente para conocer el tiempo de residencia necesario para vaciar el recipiente desde el nivel

normal hasta el nivel mínimo, aunque para realizar los cálculos de los ejemplos del capítulo IX, se consideró que estos corresponden a la mitad de los mostrados en la tabla 3.1 como aproximación.

El método de Friedman-Murtha y la modificación a éste, requiere de un mayor tiempo para efectuar el diseño; mientras que el método de factores sucesivos permite una aplicación más sencilla en menor tiempo, pues las ecuaciones manejadas son más simples, y la convergencia para obtener el diámetro que satisfaga las necesidades del problema es más rápida.

La diferencia que se aprecia en los volúmenes de retención obtenidos por los métodos de Friedman-Murtha y la modificación a este, respecto al obtenido por el método de factores sucesivos, se debe a la diferencia en los criterios empleados para fijar los niveles máximo y mínimo de líquido en el recipiente.

A causa de lo explicado anteriormente, se recomienda el método de factores sucesivos para el diseño de recipientes acumuladores o tanques de balance.

4.3 METODOS PARA LA DETERMINACION DEL VOLUMEN DE LIQUIDO DE RECIPIENTES EN OPERACION.

Durante la operación de una planta es frecuente querer conocer el inventario de líquido contenido en los acumuladores o cualquier otro recipiente, con la finalidad de estimar la capacidad de operación normal del mismo en un proceso. En operaciones por lotes, es necesario conocer la cantidad con que se dispone en cada carga a otro equipo o proceso.

Para estimar el volumen de líquido en un recipiente en operación se presentan los siguientes métodos:

4.3.1 NOMOGRAMA PARA ENCONTRAR EL VOLUMEN DE RECIPIENTES PARCIALMENTE LLENOS (20).

El nomograma que se presenta en éste método, es la solución gráfica de la siguiente ecuación:

$$V' = 0.00433 L' \left(\pi d^2 / 8 - \left[\left((d/2) - h \right) (dh - h^2) \right]^{1/2} \right) \sin \left(1 - 2(h/d) \right) \quad (4.10)$$

donde el ángulo esta en radianes.

Esta ecuación corresponde al volumen del segmento de un cilindro, pues éste excluye el volumen de las tapas. La forma de utilizar el nomograma de la fig. 4.4 es la siguiente:

- 1.- Entrar al nomograma en la escala del diámetro.
- 2.- Conectar con la escala de la profundidad del líquido.

- 3.- Prolongar la línea y marcar su intersección en el índice del contenido (gal/plg. de longitud del tanque).
- 4.- Trazar una nueva línea de la marca hecha en el índice del contenido al índice de la longitud del tanque, donde esta línea corta con el índice del volumen, se obtendrá el volumen del líquido que contiene este recipiente, excluyendo el volumen de las tapas.

Para encontrar la capacidad del tanque lleno, multiplicar el volumen obtenido para una altura igual a $d/2$ por dos; para $h > d/2$ restar el volumen vacío del volumen del tanque lleno.

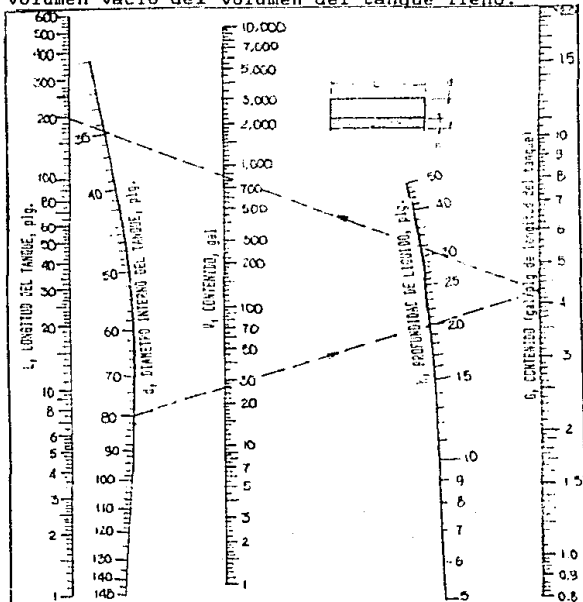


FIG. 4.4 VOLUMEN DE LÍQUIDO EN RECIPIENTES PARCIALMENTE LLENOS (20).

4.3.2 METODO DE FUNCIONES SEGMENTALES.

Este método hace uso de las funciones segmentales mostradas en el apéndice A1. Con la relación profundidad del líquido/diámetro del recipiente, (h/D), se localiza la correspondiente relación área del segmento/área total, (Ac/At), esta relación se multiplica por el área de sección transversal total del recipiente para obtener el área correspondiente al segmento. El área del segmento se multiplica por la longitud del recipiente para obtener el volumen de líquido contenido en esta sección.

Este método también excluye el volumen de líquido contenido en las tapas.

4.3.2 CALCULO DEL VOLUMEN CONTENIDO EN LAS TAPAS (21).

El volumen contenido en las tapas de los recipientes parcialmente llenos, puede encontrarse utilizando el nomograma mostrado en la figura 4.5, el cual esta basado en las siguientes ecuaciones para tapas abombadas, elípticas y hemisféricas:

$$V'a = 0.0009328 h^2 (1.5 d - h)$$

$$V'el = 0.00226 h^2 (1.5 d - h)$$

$$V'hemi = 2 V'el$$

Para la misma profundidad, las tapas hemisféricas contienen el doble de volumen que las tapas elípticas.

4.4 DIMENSIONAMIENTO FINAL DE UN RECIPIENTE ACUMULADOR.

El problema final de dimensionamiento de estos recipientes es su posición, número y orientación de boquillas. Ordinariamente, es preferible colocarlos en forma horizontal, sin embargo, para su colocación final, debe hacerse un análisis de espacios disponibles para los equipos, costos de soportes, así como la disposición de las tuberías.

Para los acumuladores de reflujo, la posición de estos recipientes es horizontal, y directamente por debajo de los condensadores y sostenidos por la misma estructura de estos.

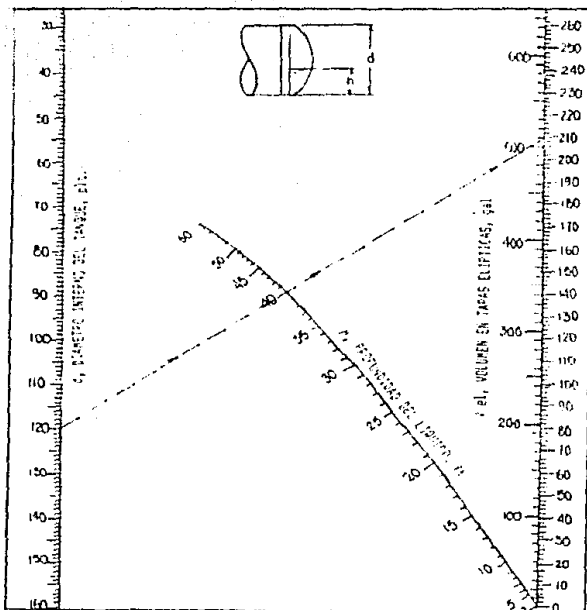


FIG. 4.5 VOLUMEN DE TAPAS (ABOMBADAS, ELIPTICAS Y HEMISFERICAS)
(20).

La cantidad de boquillas requeridas por estos recipientes, dependen de las características del proceso en particular y del control que se requiera tener en éste. A continuación se mencionan las boquillas mínimas requeridas en un recipiente acumulador, recomendadas por el código API. Para el dimensionamiento de las boquillas se sugiere ver el capítulo VII.

- 1.- boquillas de alimentación y descarga.
- 2.- drenaje.
- 3.- venteo.
- 4.- boquillas para manómetro, control de nivel, vidrio de nivel, temperatura.
- 5.- válvula de relevo.
- 6.- boquillas de servicio.
- 7.- registro de hombre o registro de mano.

En la figura 4.6 se muestra un arreglo típico de este tipo de recipientes.

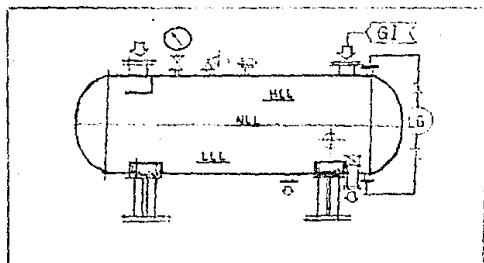


FIG. 4.6 ARREGLO TIPICO PARA UN RECIPIENTE ACUMULADOR (B1).

NOTACION PARA EL CAPITULO IV.

A	Area, ft ² .
Ac	Area segmento circular, ft ² .
d	diámetro interno del recipiente, plg.
D	diámetro interno del recipiente, ft.
fc	factor de corrección por volumen muerto, adm.
h	altura del segmento, plg.
H	altura del segmento, ft.
L	longitud del cuerpo cilíndrico, ft.
L'	longitud del cuerpo cilíndrico, plg.
qL	flujo volumétrico de líquido, ft ³ /min.
tr	tiempo de residencia, min.
V	volumen, ft ³ .
V'	volumen, gal.

SUBINDICES.

1	por arriba de HLL.
2	por debajo de LLL.
i	relativa al segmento en cuestión.
m	espacio muerto.

DISEÑO HIDRAULICO
Y ESPECIFICACION

CAPITULO V

SEPARADORES
LIQUIDO-LIQUIDO

DE RECIPIENTES
DE PROCESO

C A P I T U L O V

SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO.

En este capítulo, primeramente se hace un estudio detallado de los factores que influyen en el dimensionamiento de los separadores líquido-líquido, como son: velocidades de sedimentación (ley de Stokes), etc. Posteriormente se estudian los diferentes métodos para el dimensionamiento de estos recipientes como son: Método de Sigales, Método de Abernathy, método de Happel-Jordan, la modificación a este, y el Método del Volumen Muerto, analizando sus ventajas y desventajas a fin de proponer el más adecuado. Así mismo, se incluye la metodología de cálculo para el dimensionamiento de los separadores líquido-líquido con pierna y cámara interna dando los criterios para su utilización.

5.1 GENERALIDADES

En este tipo de separadores, la mezcla de dos líquidos inmiscibles se presentan en forma de una emulsión. Una emulsión es un sistema disperso en el que las fases son líquidas no miscibles o parcialmente miscibles.

En casi todas las emulsiones, una de las fases es acuosa y la otra es hidrocarburo en el sentido más amplio de la palabra. Si el hidrocarburo es la fase dispersa, la emulsión se denomina emulsión de hidrocarburo en agua; si el medio acuoso es la fase dispersa, la emulsión será de agua en hidrocarburo.

Para romper una emulsión en sus fases correspondientes debe ocurrir tanto la sedimentación como la coalescencia de las gotas de la fase dispersa.

Las partículas de un sistema disperso experimentan muchísimas colisiones por segundo, unas con otras, y si en cada una de estas colisiones se adhirieran mutuamente, la emulsión solo duraría segundos o minutos; más sin embargo, existen emulsiones que pueden durar mucho tiempo sin ser destruidas.

Probablemente la propiedad física más importante de una emulsión es su estabilidad. El término estabilidad de la emulsión se utiliza con frecuencia en relación a dos fenómenos esencialmente diferentes, que son:

- 1) Formación de nata o sedimentación.
- 2) destrucción de la emulsión debida a la coalescencia de las gotas.

La formación de nata aparece por la diferencia de densidad entre las dos fases y no va acompañada necesariamente de una agregación de gotitas, aunque esto facilita el proceso.

Las colisiones entre las gotas pueden producir floculación, que a su vez puede conducir a la coalescencia con formación de globulos mayores. Finalmente la fase dispersa se convierte en una fase continua separada del medio de dispersión por una sola interfase.

El tiempo necesario para que tenga lugar la separación de fases puede ser desde unos minutos hasta años.

Las emulsiones se pueden clasificar en varios tipos:

- a) Emulsión permanente o estable. Es aquella en la que las gotas de la fase dispersa son tan pequeñas que la sedimentación o coalescencia tiene lugar en un periodo de tiempo muy largo.
- b) Emulsión temporal o dispersión. Es aquella en la que los diámetros de partícula son del orden de 1mm o mayores, usualmente sedimentan rápido.
- c) Emulsión dual. Es aquella en la que la fase continua están presentes pequeñas gotas dispersas dentro de gotas mayores de otro líquido.

El rompimiento de una emulsión bajo condiciones por lotes (batch) puede ser dividida en dos períodos:

- 1) rompimiento primario o rápida sedimentación y coalescencia del seno de la fase dispersa, que normalmente deja una niebla de pequeñas gotas suspendidas en concentraciones diluidas en la mayoría del líquido.
- 2) Rompimiento secundario que representa la lenta sedimentación de la niebla.

Las sedimentación de emulsiones es más rápida mientras más grande sea el tamaño de la gota y la diferencia de densidad y más pequeña sea la viscosidad de la fase continua.

La principal fuerza impulsora para la coalescencia de las gotas sedimentadas es la tensión interfacial, que debe ser grande si la coalescencia es rápida.

Los separadores líquido-líquido son usados como acumuladores de reflujo en torres de destilación, en sistemas de extracción líquido-líquido, etc., para separar dos líquidos inmiscibles que tienen diferente gravedad específica.

Este tipo de separaciones generalmente se efectúan en recipientes horizontales, debido a que la diferencia entre las velocidades de sedimentación de las dos fases, no es muy significativa; además de minimizar los desvíos o canalizaciones que se tendrían en un recipiente vertical bajo las mismas

condiciones de operación. Sin embargo, los recipientes verticales pueden ser usados cuando las velocidades de sedimentación es grande, es decir, una separación rápida; o bien, cuando se tengan limitaciones de espacio. En tal caso, debe tenerse especial cuidado en el flujo de alimentación al recipiente.

En los recipientes horizontales, se aprovecha su longitud para efectuar la separación, mientras que en los verticales, únicamente se cuenta con el diámetro del recipiente para efectuar esta separación, por lo que es más susceptible a desvíos o canalizaciones como se muestra en la figura 5.1.

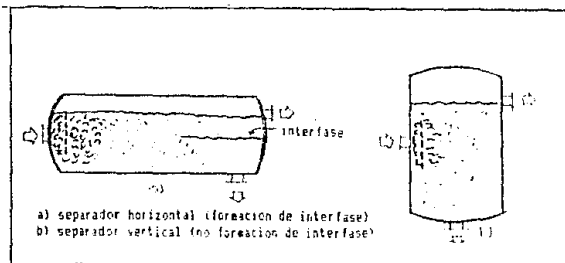


FIG. 5.1 FORMACION DE LA INTERFASE EN UN RECIPIENTE HORIZONTAL Y VERTICAL. (11)

La separación ocurre bajo la influencia de la gravedad, debido a la diferencia de densidades entre las dos fases líquidas.

En un proceso continuo, las dimensiones del recipiente proporcionan el espacio suficiente para dar a cada fase el tiempo necesario para su separación y permitir así la formación de la interfase. La separación de las dos fases continuas formadas, se efectúa mediante el control de la interfase y la influencia de la gravedad. Este control puede ser complementado con un instrumento o bien por la diferencia entre la gravedad específica de los dos líquidos (11).

El dimensionamiento del separador esta basado en el tiempo de residencia requerido para que cada fase se sedimente y su velocidad de sedimentación, la cual esta influenciada por la viscosidad, tamaño y forma de la gota, parametros que determinan la distancia mínima requerida para la separación. Si la viscosidad es alta, o el tamaño de gota es pequeño, la velocidad de sedimentación disminuye y viceversa. De igual manera, al

incrementarse la diferencia en las densidades de los dos líquidos, la velocidad de sedimentación aumenta.

5.2 LEY DE STOKES (B14, B15).

Para determinar la velocidad de sedimentación relativa al medio que rodea la gota, se utiliza la Ley de Stokes.

La velocidad de sedimentación de una partícula puede obtenerse igualando el producto de su velocidad, u , por el coeficiente de fricción, f , o la resistencia opuesta por el medio a la partícula (que si se supone esférica viene dada por $f=6\pi\mu r_p$), a la fuerza de gravedad que actúa sobre partícula (supuesta esférica).

$$u6\pi\mu r_p = 4 r_p (\rho_p - \rho_c) g/3.$$

Donde ρ_p y ρ_c son las densidades de la partícula y del medio continuo respectivamente. Resolviendo para u , se tiene:

$$u = \frac{4\pi r_p (\rho_p - \rho_c)/3}{6\pi\mu r_p} g = \frac{2}{3} \frac{(\rho_p - \rho_c) g}{\mu} \quad (5.1a)$$

$$u = 18.486 \frac{dp (\rho_p - \rho_c)}{\mu c} \quad [1 \text{ ft} / \text{s}] \quad (5.1b)$$

Como puede observarse, la velocidad de sedimentación es directamente proporcional a dp e inversamente proporcional a la viscosidad del medio. También depende del término $(\rho_p - \rho_c)$, hasta el punto de que cuando $\rho_p > \rho_c$ ocurre sedimentación; mientras que si $\rho_p < \rho_c$ (por ejemplo una emulsión de hidrocarburo en agua), las partículas en vez de sedimentar ascienden a la superficie (lo inverso a la sedimentación, esto es, formación de nata).

La deducción de la Ley de Stokes presupone que:

- 1) Es válida para gotas esféricas, aunque en la realidad se tiene una gran diversidad de formas en las gotas.
- 2) El movimiento de la partícula esférica es muy lento.
- 3) Es desarrollada para condiciones de flujo laminar.
- 4) El medio líquido se extiende desde la partícula hasta el infinito; es decir, la disolución o suspensión es muy diluida.
- 5) El medio líquido es continuo en comparación con las dimensiones de la partícula. Esta suposición es válida para el movimiento de las partículas coloidales, pero no lo es para moléculas o iones pequeños que tienen un tamaño comparable al de las moléculas que constituyen al medio líquido.
- 6) La temperatura debe permanecer constante.

El diámetro de la partícula varía dependiendo de los líquidos manejados; sin embargo, la mayoría de los métodos de diseño consideran que este diámetro es constante. Para dispersiones finas obtenidas en operaciones petroquímicas, el

diámetro de partícula mínimo es de 100 micras (.0039 plg., recomendada como valor para diseño por el código API)(B1). Aunque se recomienda un diámetro de partícula normal igual a 127 micras (.005 plg.).

Considerando un diámetro de partícula igual a .005 plg., la ecuación 5.1b se transforma en:

$$u = 0.028 (\rho_p - \rho_c) / \mu_c \quad (5.1c)$$

En la práctica, el valor máximo de la velocidad de sedimentación que se usa es de 10 plg./min. = 0.833 ft/min.; aún si la ecuación proporciona un valor mayor; es decir, si con la ecuación se obtiene un valor de velocidad mayor a 10 plg./min., se toma para propósito de diseño este último. La razón por la cual se elige el valor de 10 plg./min., se debe a que en la práctica común se ha observado que para la mayoría de los sistemas, la velocidad de sedimentación para aplicaciones industriales, no excede dicho valor.

5.3 METODOS PARA EL DIMENSIONAMIENTOS DE LOS SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO

Todos los métodos, se fundantan en el hecho de que el volumen del recipiente debe proveer el tiempo de retención suficiente para que una gota se mueva de la parte superior (o del fondo) del recipiente hacia la interfase de las dos fases líquidas.

Al recipiente pueden adicionarse accesorios internos tales como coalescedores o mamparas horizontales, que permiten la ruptura de una emulsión a fin de reducir el volumen requerido del recipiente, puesto que las gotas requieran solamente el tiempo suficiente para alcanzar la mampara o el coalescedor, lo cual es más rápido que alcanzar la interfase en los dos líquidos.

Los métodos para el dimensionamiento de estos recipientes, hacen uso de la Ley de Stokes para determinar la velocidad de sedimentación de cada fase.

El utilizar la Ley de Stokes para el cálculo de la velocidad de sedimentación, proporciona una idea aproximada de la velocidad de sedimentación real, debido a que en una operación continua de alimentación a un recipiente en flujo turbulento, no proporciona un tamaño de partícula constante.

Existen varios métodos para el dimensionamiento de este tipo de recipientes, como son:

5.3.1 METODO DE SIGALES (86).

El método de Sigalés se fundamenta en un análisis de las áreas ocupadas por la fase ligera y la fase pesada, mediante lo siguiente:

a) El tiempo mínimo de sedimentación requerido, es igual a la distancia que debe recorrer una gota de la parte superior o del fondo al nivel de la interfase, dividida por la velocidad de sedimentación correspondiente.

$$t_{si} \text{ (mínimo)} = h_i/u_i \quad (5.2)$$

b) Este método considera que la localización de la interfase fluctúa en un espacio que debe ser mayor o igual a 14 plg.

c) La longitud de los segmentos h_i deben ser mayores al 15% del diámetro.

Las condiciones básicas para la aplicación de este método pueden escribirse como sigue, (referido a la fig. 5.1).

Tiempo de sedimentación de la fase pesada.

$$t_{sp} = h_p/u_p \quad (5.3)$$

Tiempo de residencia de la fase pesada.

$$t_{rp} = v_p/q_p = A_p L/q_p \quad (5.4)$$

considerando $x_p = A_p / A_t$

$$t_{rp} = x_p A_t L/q_p = x_p ((\pi/4) D^2 L)/q_p \quad (5.5)$$

Igualando

$$h_p/u_p = x_p ((\pi/4) D^2 L)/q_p \quad (5.6)$$

siguiendo el mismo desarrollo para la fase ligera, se tiene:

$$h_L/u_L = x_L ((\pi/4) D^2 L)/q_L \quad (5.7)$$

Las relaciones anteriores pueden escribirse de la siguiente manera:

$$h_L/D = x_L D^2 / A_L = y_L$$

$$h_p/D = x_p D^2 / A_p = y_p$$

$$y_L = y (x_L)$$

$$y_p = y (x_p)$$

$$\text{donde } D = h_p + h_L + 1.17 \text{ ft (Diam. mínimo)}$$

$$AL = 4 q_L / (\pi u_L r) \quad \text{y} \quad Ap = 4 q_p / (\pi u_p r)$$

El diámetro del recipiente será entonces:

$$D = (y_L AL/x_L)^{1/2} = (y_p Ap/x_p)^{1/2} \quad (5.8)$$

El sistema de ecuaciones puede reducirse a:

$$AL y_L/x_L = Ap y_p/x_p \quad (5.9)$$

$$1 = y_L + y_p + 1.17 (x_L/(AL y_L))^{1/2} \quad (5.10)$$

$$y_L = y(x_L) \quad (5.11)$$

$$y_p = y(x_p) \quad (5.12)$$

Aquí se tiene un sistema de cuatro ecuaciones y cuatro incógnitas, el cual no puede resolverse por métodos algebraicos convencionales, debido a que la función $y = y(x)$ es trascendente e impráctica para ser manejada. Se puede obtener una relación algebraica mediante un análisis de regresión hecho con los datos de la figura 5.2, considerando lo siguiente:

- 1) En la práctica, los valores de $h < 15\%$ de D ($y < 0.15$) no se usan, y valores de $h > 80\%$ de D , son absurdos.
- 2) En la figura 5.2 se observa que la curva en los límites ($0.2 < y < 0.8$) se comporta como una línea recta, obteniéndose la siguiente ecuación:

$$y = 0.0871 + 0.8257 x = \hat{\phi} + \alpha x \quad (5.13)$$

La ecuación 5.13 tiene un coeficiente de regresión (para $0.2 < y < 0.8$) de 0.9998, la cual es mejor que cualquier polinomio de quinto grado o menor.

Usando la ecuación 5.11, 5.12, y 5.13 respectivamente, se tiene:

$$y_L = \hat{\phi} + \alpha x_L$$

$$y_p = \hat{\phi} + \alpha x_p$$

En resumen, se observa que debido a la simetría con respecto al punto (0.5,0.5) en la figura 5.2, se puede escribir la siguiente relación:

$$(1 - y) = \alpha(1 - x) + \hat{\phi}$$

de esta manera, la ecuación 5.10 puede escribirse como:

$$0 = 1 - y_L - y_p - 1.17(x_L/(AL y_L))^{1/2} = \alpha(1 - x_L) + \phi - \alpha x_p - \phi - [1.369x_L/(AL(\alpha x_L + \phi))]^{1/2}$$

dividiendo por

$$1 - x_L - x_p - [x_L/((AL\alpha^2/1.369)(\alpha x_L + \phi))]^{1/2} = 0 \quad (5.14)$$

la ecuación 5.9 se transforma en:

$$AL(\alpha x_L + \phi)/x_L = Ap(\alpha x_p + \phi)/x_p \\ x_p = x_L/((AL/Ap) + (\alpha x_L/\phi)(AL/Ap - 1)) \quad (5.15)$$

Sustituyendo la ecuación 5.15 en 5.14 se tiene:

$$1 - x_L - [x_L/((AL/Ap) + \alpha x_L/\phi)(AL/Ap - 1)] - \\ [x_L/((\alpha AL/1.369)(\alpha x_L + \phi))]^{1/2} = 0$$

Con $\alpha = 0.8257$ y $\phi = 0.0871$

$$1 - x_L - [x_L/((AL/Ap) + 9.40x_L(AL/Ap - 1))] - \\ [x_L/(0.411ALx_L + 0.0433AL)]^{1/2} = 0 \quad (5.16)$$

Esta ecuación puede ser resuelta gráficamente, obteniendo x_L y x_p . Con estos valores y usando la ecuación 5.8 se determina D .

Finalmente, con y_L y y_p se determina h_L y h_p . Si h_L o h_p son menores de 8 plg, se usa $h=8$ plg. (Aumentando D por la misma cantidad para mantener la diferencia entre el nivel alto y bajo de la interfase igual a 14 plg.). En la figura 5.2 se tiene $HLL - LLL > = 14$ plg..

5.3.2 MODELO DE ABERNATHY (1).

Este método hace las siguientes consideraciones:

a) El tiempo de residencia de cada fase, es igual al tiempo de sedimentación multiplicado por un factor (f), que para propósitos de diseño se recomienda que tenga un valor de dos ($f=2$).

$$t_r = (f) t_s = 2 t_s \quad (5.17)$$

Es decir, el tiempo de residencia de cada fase, será igual al doble del tiempo necesario para que sedimente.

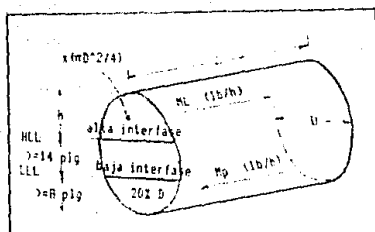


FIG. 5.2 REPRESENTACION ESQUEMATICA DE LAS AREAS OCUPADAS POR EL LIQUIDO LIGERO Y PESADO (86).

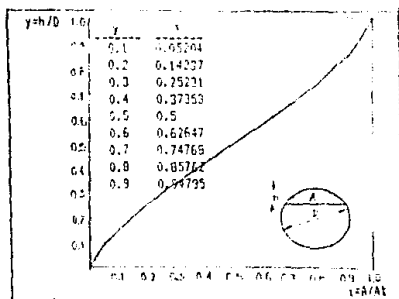


FIG. 5.3 FRACCION DEL DIAMETRO EN FUNCION DE LA FRACCION DE AREA CORRESPONDIENTE (86).

b) El 20% del área total estará ocupada por una emulsión, esta puede considerarse como volumen muerto. Este espacio es la altura por la cual el nivel de la interfase variará durante la operación normal.

c) La longitud de los segmentos debe ser de 20 a 70% del diámetro, equivalente a un 25 a 75% del área de sección transversal de la circunferencia. Con esta consideración se puede hacer la siguiente simplificación:

$$h_i/D = 0.8 A_{cl}/(\pi D^2/4) + 0.1 \quad (5.18)$$

Esta ecuación puede rearrreglarse de la siguiente manera:

$$h_i = 38.4 A c_1 / (\pi D) + 1.2 D \quad [=] \text{ plg.} \quad (5.19)$$

Desarrollo del método.

$$t_{sp} = h_p / u_p$$

$$t_{rp} = f_p t_{sp} = 7.48 v_p / Q_p$$

$$t_{sp} = 7.48 A_p L / (f_p Q_p)$$

Igualando se tiene:

$$h_p / u_p = 7.48 A_p L / (f_p Q_p)$$

$$h_p = 7.48 A_p L u_p / (f_p Q_p)$$

Considerando la ec. 5.19 para la fase pesada:

$$h_p = 38.4 A_p / (\pi D) + 1.2 D \quad [=] \text{ plg.}$$

Igualando los valores de h_p y resolviendo para A_p .

$$A_p = 1.2 D \{ 89.76 r D u_p / (Q_p f_p) - 38.4 / (\pi D) \} \quad [=] \text{ ft}^2 \quad (5.20)$$

Siguiendo el mismo desarrollo para la fase ligera tenemos:

$$A_L = 1.2 D \{ 89.76 r D u_L / (Q_L f_L) - 38.4 / (\pi D) \} \quad (5.21)$$

De acuerdo al inciso b):

$$A_L + A_p = 0.8 A t^2$$

$$A_L + A_p = 0.8 (\pi D)^2 / 4 \quad (5.22)$$

Sustituyendo las ec. 5.20, 5.21 en 5.22 y rearrreglando, se tiene:

$$D^4 - a D^2 + b = 0 \quad (5.23)$$

dónde:

$$a = 0.157 \{ (u_L f_p Q_p + u_p f_L Q_L) / (r u_L u_p) \}^2 \quad (5.24)$$

$$b = 0.0243 \{ f_L Q_L f_p Q_p / (r u_L u_p) \} \quad (5.25)$$

Para resolver el diámetro óptimo se tiene la siguiente ecuación:

$$D = \pm \left[a/2 \pm (a^2/4 - 4b)^{1/2} \right]^{1/2} \quad (5.26)$$

5.3.3 METODO DE HAPPEL-JORDAN (1).

El método presentado por Happel y Jordan puede usarse como un método alternativo para dimensionar separadores Líquido-Líquido. De acuerdo con este procedimiento las dimensiones relativas del recipiente y el flujo de la corriente considera que:

- La interfase se localiza en la mitad del diámetro sin considerar un espacio de fluctuación de la misma.
- La partícula debe caer (o elevarse) a través de la mitad del diámetro del cilindro en un tiempo de residencia nominal.
- El tiempo de residencia del recipiente debe ser mayor o igual al tiempo de sedimentación mayor de cualquiera de las dos fases, es decir, el tiempo de residencia correspondera a menor velocidad de sedimentación de las dos fases:

$$tsp = hp/up = (0.5 D)/up$$

$$trp = (0.5 Vt)(7.48)/Qt = 0.5 (\pi D^2 / 4) L (7.48)/Qt$$

Igualando estas dos últimas ecuaciones y resolviendo para D se obtiene:

$$D = 0.4125 (Qt/(r up))^{1/2} \quad (5.27)$$

donde

$$Qt = QL + Qp \quad (5.28)$$

5.3.4 METODO MODIFICADO DE HAPPEL-JORDAN (1)

El método descrito anteriormente es modificado por lo siguiente:

- El 20% del área total se considera como volumen muerto, por lo que el tiempo de sedimentación se tomará de la misma manera que lo hace Abernathy.
- El tiempo de residencia del recipiente es el mismo que para Happel-Jordan.

Desarrollo del método para la fase pesada:

$$tsp = hp/up$$

$$tr = (0.5 Vt)(7.48)/Qt = (0.5)(0.8 At)(7.48)/Qt$$

igualando estas dos últimas ecuaciones y resolviendo para hp se tiene:

$$hp = 8.976 \pi D^2 r up/Qt \quad (=) \text{ plg.} \quad (5.29)$$

siguiendo el mismo desarrollo para la fase ligera se tiene:

$$hL = 8.976W D^2 r uL/Qt \quad (5.30)$$

sustituyendo 5.29 y 5.30 en la ec. 5.19 y resolviendo para AL y Ap, se tiene:

$$AL = [(0.748)W D^2 r uL/Qt - 1.2 D] (\pi D/38.4)$$

$$Ap = [(0.748)W D^2 r up/Qt - 1.2 D] (\pi D/38.4)$$

sustituyendo estas dos últimas ecuaciones en la ec. 5.22 y resolviendo para D, se obtiene:

$$D = 0.5978 [Qt/(r (up + uL))]^{1/2} \quad (5.31)$$

5.3.5 MODIFICACION AL MODELO DE HAPPEL-JORDAN SEGUN PURARELLI (79).

Este método es un procedimiento simplificado para dimensionar sedimentadores considerando la separación de fases y tiempo de retención requerido, así como la aplicación de mínimo peso del recipiente.

El método se fundamenta en lo siguiente:

- Es aplicable para tapas elípticas 2:1 en recipientes horizontales completamente llenos sin mampara interna.
- Se efectúa una aproximación que correlaciona la cuerda de un círculo con el área de sección transversal ec. 5.18
- la relación (L/D), r, es frecuentemente impuesta por las condiciones de proceso y/o económicas.

Desarrollo del método:

El diámetro de un separador puede representarse por la siguiente ecuación:

$$D = 1.635 [qt/(r (uL + up))]^{1/2} \quad (5.32)$$

El tiempo de residencia del recipiente se expresa como:

$$tr = V/qt$$

dónde el flujo total se expresa como:

$$qt = V/tr$$

Sustituyendo el volumen total del recipiente y el contenido en las tapas, se tiene:

$$qt = [\pi D^3 / (4 tr)] (r + 1/3) \quad (5.33)$$

La relacion de mínimo peso se expresa como:

$$r = 18.807(\alpha D + tc) + 1.228 \quad (5.34)$$

$$\alpha = P/(2SE - P)$$

sustituyendo la ec. 5.34 en 5.33 se tiene:

$$qt = \pi D^3 / (4 tr) [18.807 (\alpha D + tc) + 1.561] \quad (5.35)$$

sustituyendo qt en la ec. 5.32 y resolviendo para D se tiene:

$$A D^2 + B D + C = 0 \quad (5.36)$$

$$A = 39.4861\alpha$$

$$B = 39.4861 tc - 18.807\alpha tr ut + 3.2780$$

$$C = tr ut (18.807 tc + 1.228)$$

$$ut = uL + up$$

De esta manera, aplicando la fórmula para la solución de ecuaciones de segundo grado, se obtiene el diámetro del recipiente.

5.3.6 METODO DEL VOLUMEN MUERTO

Para el dimensionamiento de los separadores líquido-líquido desarrollado por los autores del presente trabajo considera lo siguiente:

- Los tiempos de residencia asignados a cada una de las fases dependen del destino de la corriente; es decir, los criterios presentados en la sección 3.1 son aplicables para la seleccionse los tiempos de residencia requeridos.
- Se provee al recipiente de un espacio libre para el vapor si el líquido ligero posee una presión de vapor elevada; o bien que se requiera mantener al recipiente presurizado. Este espacio es equivalente a un 15% del área total del recipiente, es decir 0.2 D.
- El tiempo de residencia para cada fase debe ser mayor o igual al tiempo necesario para que una gota alcance la interfase.

Desarrollo del método:

- Calcular la velocidad de sedimentación a partir de la ec. 5.1 (Ley de Stokes). Si esta velocidad excede a 10 plg./min se le asigne este valor.
- Asignar los tiempos de residencia adecuados para cada fase.
- Cálculo el volumen de retención de cada fase.

$$VL = qL trL$$

$$Vp = qp trp$$

4.- El volumen total del separador sera igual a la suma del volumen de retención de la fase pesada y ligera dividida entre 0.858 para considerar el espacio requerido para el vapor.

$$V_t = (V_L + V_p) / 0.858$$

5.- Calcular el diámetro a partir de la ec. 4.5. Sustituyendo la longitud por la relación económica (L/D) correspondiente.

6.- Calcular la fracción de area ocupada por cada una de las fases.

$$x_p = V_p / V_t$$

$$x_L = V_L / V_t$$

Una vez obtenidos estos valores a partir del apéndice A de las funciones segmentales, o bien de la ec. 5.13 obtener la relación longitud del segmento/diámetro (y_L y y_p).

7.- Calcular las alturas correspondientes a cada una de las fases.

$$h_p = y_p D$$

$$h_L = y_L D$$

8.- Con los valores de las alturas de cada fase se calcula el tiempo para que una gota alcance la interfase a partir de las siguientes ecuaciones.

$$t_{rL} = h_L / u_L ; t_{rp} = h_p / u_p$$

Estos tiempos calculados anteriormente deben ser mayores a los tiempos de residencia asignados para cada fase en el inciso 2, para asegurarse que la separación de las dos fases se lleve a cabo.

Si este no se cumple debe recalcularse el volumen de retención para cada fase incrementando los tiempos de residencia calculados en el inciso 8.

5.3.7 DISCUSION DE LOS METODOS

Analizando los diferentes métodos presentados en el dimensionamiento de los separadores líquido-líquido, se pueden encontrar diferencias poco significativas en cuanto a los principios básicos de diseño. Las dimensiones mínimas de un recipiente se obtienen mediante la igualación del tiempo de residencia con el tiempo necesario para la sedimentación completa a las fases básicamente los métodos se diferencian en la definición del tiempo de residencia y la localización de la interfase.

Los resultados obtenidos para la solución del problema 9.2 se muestran en la tabla 5.1.

TABLA 5.1 COMPARACION DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS POR DIFERENTES METODOS DEL PROBLEMA 9.2

	Sigales	Abernathy	Happel	Mod H-J	Purax	Vol M.
D (ft)	2.67	3.34	4.01	3.36	5.13	2.34
hL (plg)	10.00	22.00	24.00	22.60	34.50	16.10
hp (plg)	8.00	12.00	24.00	11.30	17.50	8.66
Int(plg)	14.00	6.00	---	6.40	9.82	3.34
trL(min)	1.10	4.40	6.80	4.60	10.00	1.78
trp(min)	1.00	2.20	2.40	2.23	3.45	1.61

Analizando la tabla 5.1 se observa que los resultados obtenidos con el método de Sigalés y el de Volumen muerto arrojan resultados muy similares, esto es debido a la gran semejanza que existe entre los dos métodos en cuanto a la consideración del espacio muerto. Sigalés considera que el 20% del diámetro del recipiente o 14 plg., cualquiera que sea mayor, es espacio muerto, pues lo considera ocupado por una emulsión cuando el recipiente opera en condiciones de inundación (operaciones de lavado cáustico, el caso del problema); sin embargo, para propósitos de aplicaciones más generales, se considerara que este espacio no está ocupado por una emulsión, puesto que en el extremo opuesto a la alimentación del recipiente la interfase está bien definida y por lo tanto este espacio será destinado para el vapor cuando se trabaja con líquidos volátiles; o bien, cuando se requiere tener al recipiente presurizado mediante la inyección de gas inerte. En el caso del método de Volumen muerto, el volumen de diseño se corrige para considerar el volumen muerto que será considerado ocupado por la emulsión o bien por el vapor, este espacio equivale a un 15% del área del recipiente. El diámetro del recipiente calculado de esta manera es menor que el calculado por Sigalés, ya que el 20% del diámetro en este caso es menor a 14 plg. por lo que Sigalés toma esta distancia como la ocupada por la emulsión y en el método del Volumen muerto este espacio es de 3.34 plg.

El método propuesto por Abernathy incluye un factor de corrección al tiempo de residencia de dos es decir, que el tiempo de residencia será el doble que el tiempo de sedimentación, por lo que sus dimensiones son mayores a las anteriores.

Las dimensiones obtenidas con el método de Happel son mayores que las obtenidas con los métodos anteriormente analizados, ya que su definición del tiempo de residencia considera que este es el tiempo necesario para vaciar el recipiente desde la mitad del mismo al fondo, que es una definición conservadora y por tanto repercute directamente en el tiempo de sedimentación y en las dimensiones del recipiente, incrementandolas. Se observa en la tabla 5.1 que el tiempo de

residencia es 2.8 mayor al tiempo de sedimentación por lo que se comprueba lo conservador del método.

La modificación hecha al método de Happel radica en hacer menos conservador su tiempo de residencia; es decir, radica en la disminución del tiempo de residencia, ya que considera el área muerta, por lo que las dimensiones de un recipiente obtenidas con este método son menores que las obtenidas con el método de Happel. De esta manera el método modificado de Happel se asemeja al método de Abernathy, en cuanto a resultados obtenidos.

El método de Purarelli se basa en la modificación hecha al método de Happel, pero el redefine el tiempo de residencia del recipiente y además incluye el criterio de mínimo peso para determinar la relación económica L/D. Este método requiere la estimación del tiempo de residencia el cual debe ser alto para permitir la sedimentación completa de las fases, sin embargo, al hacer estas consideraciones provoca que el diámetro del recipiente sea mayor, es decir, sobrediseñado; haciendo a este método muy conservador e inadecuado.

CONCLUYENDO

No se recomienda el empleo del método de Happel ni el de Purarelli para el dimensionamiento de separadores líquido líquido, pues estos arrojan dimensiones altas ya que son métodos conservadores.

Para propósitos de dimensionamiento preliminar, se recomienda el empleo de los métodos de Abernathy y el modificado de Happel y Jordan puesto que requieren de la resolución de ecuaciones muy sencillas.

Cuando se requiere de un dimensionamiento más detallado, se recomienda el empleo de los métodos de Sigalés y del Volumen muerto puesto que estos arrojan dimensiones menores de acuerdo a los tiempos de sedimentación y residencia requeridos para la separación disminuyendo las dimensiones y por tanto el costo del recipiente.

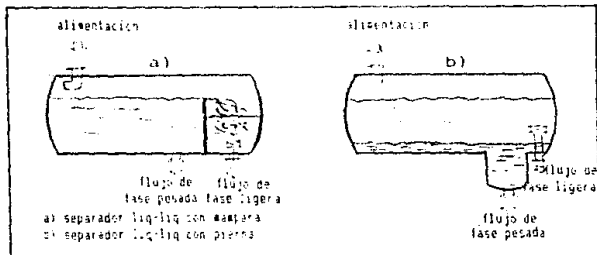
Las dimensiones obtenidas con los métodos de Sigalés y el propuesto por los autores pueden considerarse muy justas; sin embargo, al ajustar el diámetro a un valor comercial este inconveniente desaparece.

Aunque para esta discusión se basó únicamente en la resolución del problema 9.2; conclusiones similares se obtienen resolviendo problemas para diferentes condiciones.

5.4 SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO CON PIERNA O CON MAMPARA INTERNA.

En muchos procesos en los que se desea separar dos fases líquidas que normalmente se presentan en diferentes proporciones, puede utilizarse para tal efecto, un separador líquido-líquido

provisto con una pierna o con una mampara, dependiendo de la proporción que se encuentre cada una de las fases. Por ejemplo, cuando se tiene el caso de que la cantidad manejada de fase pesada respecto a la fase ligera sea pequeña, puede emplearse para tal efecto, un recipiente soldado en la parte inferior del separador para extraer la fase pesada, conocido como pierna del recipiente mayor, el uso de esta última, puede disminuir el diámetro del recipiente. Por otra parte, cuando la fase ligera se encuentra en menor cantidad que la fase pesada, puede emplearse una placa soldada desde el fondo hasta una determinada altura del diámetro del separador, la cual permite la acumulación de la fase pesada en el fondo de la sección de retención, mientras que la fase del líquido ligero, fluye por encima de esta placa conocida como mampara del recipiente, esto se muestra en la figura 5.4 a y b.



5.4 SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO. a) CON MAMPARA INTERNA; b) CON PIERNA.

De la misma manera, para el caso de que la fase ligera se encuentre de menor cantidad respecto a la fase pesada, pero que esta diferencia no sea considerable, el separador con mampara interna puede sustituirse alternativamente por un separador de interfase.

5.4.1 DIMENSIONAMIENTO DE UN SEPARADOR LIQUIDO-LIQUIDO CON PIERNA (35).

Como se mencionó anteriormente, la cantidad de líquido pesado, que normalmente se alimenta a este tipo de recipientes es pequeña, por lo que el dimensionamiento del recipiente mayor, considera únicamente a la fase ligera; es decir, su diseño corresponderá al de un recipiente acumulador. Las dimensiones de la pierna, son determinadas por el tiempo de residencia

seleccionado para la fase pesada o bien por la instrumentación que esta posea.

Los tiempos de residencia para el líquido pesado son muy variados y pueden ir desde pocos minutos hasta varios días o semanas. Para un flujo intermitente, este tiempo dependerá de la cantidad de fase pesada que se tenga en las corrientes de alimentación. En el caso de contar con un controlador de interfase en la pierna, la descarga de líquido pesado será continua.

Desarrollo del método.

1.- El recipiente mayor se dimensiona considerando el flujo de la fase ligera y el tiempo de residencia para esta, mediante la aplicación del método de factores sucesivos, descrito en la sección 4.1.3.

2.- El dimensionamiento de la pierna es efectuado como sigue:

a) El volumen de retención de la pierna, se determina multiplicando el flujo volumétrico de la fase pesada por el tiempo de residencia seleccionado:

$$V_{rb} = t_{rb} q_p \quad (5.37)$$

b) Una vez obtenido el volumen de retención de la pierna, se procede al cálculo del diámetro de esta mediante la siguiente ecuación:

$$D_b = \left(4 V_{rb} / (\pi r) \right)^{1/3} \quad (5.38)$$

dónde la relación económica (L/D) debe ser similar a la del recipiente mayor cuando el diámetro de este es mayor a 6 pies. Para diámetros menores, se recomienda emplear piernas con una longitud de 2 a 3 pies.

c) El diámetro de las piernas debe ser menor o igual a 1/3 del diámetro del recipiente mayor.

$$D_b \leq 1/3 D$$

En caso de no cumplir con estas condiciones se recomienda el empleo de un recipiente con mampara interna o bien de un separador de interfase.

d) La longitud mínima de la pierna debe considerar que entre HLL y LLL debe existir un espacio mínimo de 14 plg. por necesidades de instrumentación, siempre y cuando esta sea de control automático y se efectue la revisión de los tiempos de sedimentación.

5.4.2 METODOS PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO CON MAMPARA INTERNA (80).

Los métodos para el dimensionamiento de este tipo de separadores se fundamenta en lo siguiente:

- El volumen de retención para cada sección del recipiente dependera únicamente del tiempo de residencia que se le asigne a cada compartimiento.
- La mampara tendrá una longitud del 80% del diámetro del recipiente ($hw = 0.8 D$).
- El nivel de operación del compartimiento destinado a la retención de la fase ligera, deberá ser igual al 50% del diámetro, ($hwL = 0.5 D$). Estos criterios se muestran en la figura 5.5.

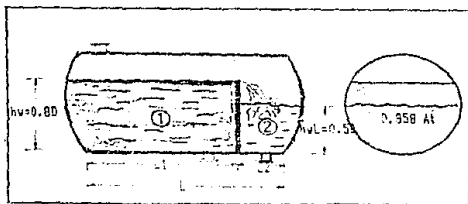


FIG.5.5 SEPARADOR LIQUIDO-LIQUIDO CON MAMPARA INTERNA (80).

5.4.3 METODO DE PURARELLI (80).

Este método se fundamenta en lo siguiente:

- El peso de la mampara es despreciable.
- Se considera el volumen contenido en las tapas.
- Se considera el mínimo peso del recipiente para la estimación de la relación económica (L/D).
- Es desarrollado para recipientes horizontales con tapas elípticas 2:1.
- Utiliza la modificación del método de Happel-Jordan.

Desarrollo del método.

El volumen para la sección de retención, se expresa como sigue:

$$V1 = (\pi/4) D^2 (L1 + D/6) \quad (5.39)$$

y para la sección destinada a la fase ligera:

$$V2 = (\pi/4) D^2 (L2 + D/6) \quad (5.40)$$

Debido a que la sección de retención estará llena hasta el borde de la mampara $0.8 D$, este corresponde a un volumen efectivo de $0.858 V1$ y la sección para la fase ligera, se considera a la mitad de su capacidad; es decir, $0.5 V2$, se tiene:

$$qt \text{ tr} = 0.858 V1 \quad (5.41)$$

$$qL \text{ tr}L = 0.5 V2 \quad (5.42)$$

Las longitudes para cada sección se determinan sustituyendo las ecuaciones 5.41 y 5.42 en 5.39 y 5.40 respectivamente y resolviendo para $L1$ y $L2$.

$$L1 = [4 qt \text{ tr}/(0.858\pi D)] - D/6 \quad (5.43)$$

$$L2 = [8 qL \text{ tr}L/(\pi D)] - D/6 \quad (5.44)$$

La longitud total del recipiente se expresa como:

$$L = L1 + L2 \quad (5.45)$$

Sustituyendo 5.43 y 5.44 y resolviendo para qt se tiene:

$$qt = (\pi/4) 0.858 D^3 / \text{tr} \{ r - (8 qL \text{ tr}L)/(\pi D) + 1/3 \} \quad (5.46)$$

Utilizando la modificación de Happel-Jordan, ec 5.32 e introduciendo la relación económica L/D , ec 5.34 y resolviendo para D se obtiene una expresión del siguiente tipo:

$$A D^4 + B D^3 + C D^2 - Z = 0 \quad (5.47)$$

$$A=0.358 (\alpha/\text{tr})$$

$$B=0.58 (tc/\text{tr}) + 0.0297(1/\text{tr}) - 0.1275(\text{up}+uL)\alpha$$

$$C = - (\text{up}+uL) (0.1275 tc + 8.3 E-3)$$

$$Z=6.48 E-3 (qL \text{ tr}L/\text{tr})$$

5.4.4 METODO MODIFICADO DE PURARELLI.

Las modificaciones al método de purarelli para un separador con mampara interna son:

- No se considera el volumen contenido en las tapas.
- La relación económica obtenida considerando mínimo peso, se suprime.

El volumen de las secciones de retención y para la fase ligera, se dan mediante la ec. 5.41 y 5.42. Las longitudes de la seccion de retención y para la fase ligera respectivamente se expresa como sigue:

$$L1 = 4 qt \text{ tr} / (0.858 \pi D^2) \quad (5.48)$$

$$L2 = 8 qL \text{ tr} L / (\pi D^2) \quad (5.49)$$

Expresando la longitud total como la suma de las longitudes y resolviendo para qt, se tiene:

$$qt = D^3 / (1.484 \text{ tr}) \{ r - 2.546 qL \text{ tr} L / D^3 \} \quad (5.50)$$

Sustituyendo qt en la modificación de Happel-Jordan, ec. 5.32, se obtiene una expresión para la solución del diámetro del recipiente.

$$A D^3 - B D^2 - C = 0 \quad (5.51)$$

$$A = 0.0797 r$$

$$B = 0.0203 r \text{ tr} (up + uL)$$

$$C = 0.2028 qL \text{ tr} L$$

CONCLUYENDO

El método de Purarelli para el dimensionamiento de los recipientes separadores con mampara interna, considera el volumen contenido en las tapas (tapas elípticas 2:1) para el desarrollo de las ecuaciones de dimensionamiento, lo cual conduce a soluciones más complejas y de utilización restringida. Para propósitos más generales se recomienda el empleo del método modificado de Purarelli, el cual no considera el volumen contenido en las tapas, lo cual permite soluciones más sencillas para cualquier tipo de tapa.

El dimensionamiento de la pierna de un recipiente, se basa en un criterio generalizado, por lo cual el método presentado resulta adecuado.

5.5 COALESCEDORES.

Las dispersiones, resultado de una agitación o mezclado de líquidos inmiscibles o parcialmente miscibles, se encuentran frecuentemente en diversas áreas de la ingeniería. En la obtención de muchos y muy variados productos químicos, la extracción es una parte integral de un proceso químico en su totalidad; aunque estas también pueden observarse en operaciones como destilación, reacción, etc. En todos los procesos de extracción, ya sea por lotes o continuos, es necesario separar las dispersiones generadas en el mezclado, mediante una sección de contacto para formar sus respectivas fases continuas.

Es importante distinguir con mas detalle las características de las dispersiones, que de una manera general pueden clasificarse en dos grupos:

- a) **Dispersión primaria.** Estas dispersiones se caracterizan generalmente por contener partículas de un diámetro promedio mayor a 100 micras.
- b) **Dispersión secundaria.** Estas dispersiones estan constituidas por una cantidad muy grande de pequeñas gotas, frecuentemente con un diámetro promedio menor a 1 micra.

Todas las dispersiones son termodinamicamente inestables y se separarán espontaneamente para formar eventualmente dos fases continuas. El tiempo para la separación completa por simple acción de la gravedad puede en algunos casos ser excesivo y restringe la capacidad. Es por esta razón que el uso de los coalescedores cobra una gran importancia en la industria; es decir, cuando se desea separar una dispersión en un sedimentador por gravedad, pero el tiempo necesario para la separación completa es muy elevado, las dimensiones de este recipiente serán grandes y mediante la utilización de un coalescedor disminuirá tales dimensiones, al mismo tiempo que la capacidad del recipiente puede incrementarse. Sin embargo, esta no es la única razón por la que se puede utilizar un coalescedor, otras razones pueden ser:

- a) Cuando se diseña un separador líquido-líquido como un sedimentador por gravedad y se construye el recipiente con las dimensiones derivadas de tal diseño y una vez instalado se observan fallas durante la operación, contaminando la corriente deseada; resultaría muy costoso desechar este recipiente para sustituirlo por uno nuevo. En este caso, es conveniente la instalación de un coalescedor para facilitar la separación, permitiendo al recipiente operar adecuadamente.
- b) En el caso que se tenga una dispersión secundaria, la cual requiere de un tiempo de sedimentación muy alto.

En la operación de extracciones líquido-líquido usualmente se trata de evitar la formación de dispersiones secundarias, puesto que en algunos casos se requiere de equipo más sofisticado para lograr la separación, ya que en estos casos los coalescedores no son capaces de lograr la separación íntegra de las fases.

5.5.1 COALESCEDORES PARA LAS DISPERSIONES PRIMARIAS.

Los separadores por gravedad pueden ser usados cuando se presentan dispersiones primarias; sin embargo, si durante su operación se observa su mal funcionamiento, puede instalarse un coalescedor. Un coalescedor es un empaque que se instala en el recipiente de manera que la dispersión lo atraviese, para que la fase dispersa se impacte con la superficie del coalescedor permitiendo la acumulación y crecimiento de las gotas, sedimentándose más rápidamente.

Los materiales de construcción de este tipo de empaques debe seleccionarse de tal manera que la fase dispersa lo pueda mojar. Esto es válido para las dispersiones primarias independientemente de la forma del empaque; y aplica igualmente bien para anillos, mallas, rejillas, etc.

El proceso de separación se logra con mayor facilidad debido a que si la fase dispersa moja el empaque, en la superficie de este se forma una delgada película de líquido en la cual las gotas de la fase dispersa al chocar contra el empaque se acumulan, entonces el material condensado fluye a través del empaque hasta alcanzar la salida.

Para citar ejemplos particulares, se considerara la extracción de fenoles en agua utilizando keroseno. Si la fase dispersa es la acuosa, entonces el empaque debe seleccionarse de un material con alta energía libre superficial, por ejemplo, acero inoxidable o fibra de vidrio. Contrariamente, si la fase dispersa es la orgánica, un material con baja energía superficial como P.T.F.E o polipropileno es apropiado. Es claro por tanto, que para un diseño óptimo, las condiciones exactas que prevalecen en el sistema deben ser establecidas.

Los criterios para la selección de los coalescedores, radican básicamente en la afinidad que presente el material respecto al líquido disperso y generalmente son producto de experiencias operacionales o bien de estudios específicos de un sistema. Normalmente, el fabricante de equipos de proceso selecciona el tipo de empaque para un sistema dado.

En algunos procesos puede presentarse la inversión de fase; por ejemplo, si se tiene un sistema hidrocarburo/agua donde la

fase dispersa es el hidrocarburo; cuando ocurre la inversión de fase, la fase dispersa estará constituida por el agua. Esto sugiere que el empaque debe variar de un extremo a otro del sistema. Conforme la transferencia de masa tiene lugar y la composición de las fases cambia, existe un cambio en la capacidad de mojar una superficie particular, por lo que es deseable especificar un empaque que sea compatible con ambas fases. La tabla 5.2 muestra las velocidades de inundación que se obtienen utilizando diferentes materiales de empaque para el sistema keroseno/agua.

TABLA 5.2 VELOCIDADES DE FLUJO DE LA FASE DISPERSA POR UNA CAMA EMPACADA.

Material empaque	fase dispersa	v inund (cm ³ /cm ² s)
Acero inoxidable	keroseno	0.0690
	agua	0.9930
Propileno	keroseno	1.1170
	agua	0.0475
Empaque compuesto Ac. inox/Poliprop	keroseno	1.4500
	agua	1.4500

Analizando los datos de la tabla 5.2 se observa que cuando el material del empaque es el acero inoxidable la mayor velocidad de inundación que puede alcanzarse, es cuando la fase dispersa es el agua; cuando el material de empaque es el polipropileno, la mayor velocidad de inundación se alcanza cuando la fase dispersa es el keroseno (orgánica); sin embargo, se observa que cuando el material de empaque es una combinación de acero inoxidable / polipropileno, pueden alcanzarse velocidades de inundación más elevadas que si el material del empaque fuera cualquiera de estos dos materiales, sin importar cual es la fase dispersa. Esto se debe a que el empaque formado por una combinación de acero inoxidable / propileno puede absorber los efectos que pueden ocurrir si se presenta inversión de fase.

En la fig. 5.6 se presenta de manera esquemática el funcionamiento de un coalescedor en un separador líquido-líquido.

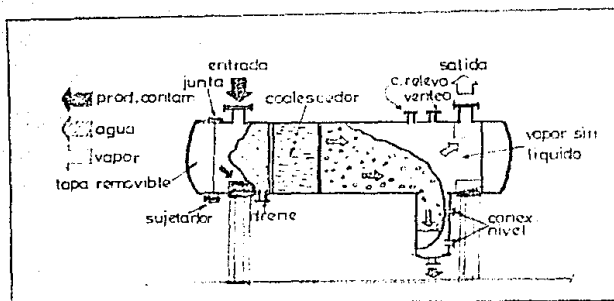


FIG. 5.6 FUNCIONAMIENTO DE UN COALESCEDOR EN UN SEPARADOR LÍQUIDO-LÍQUIDO (B9).

5.5.2 COALESCEDORES PARA LAS DISPERSIONES SECUNDARIAS.

Cuando se presentan dispersiones secundarias, los sedimentadores por gravedad pueden emplearse, instalando en ellos coalescedores constituidos por empaques más cerrados; o bien, pueden emplearse separadores centrífugos.

Cuando se emplean empaques más cerrados, el mecanismo de coalescencia y coagulación de las gotas es muy diferente al mecanismo descrito anteriormente para las dispersiones primarias. En este caso, las gotas no se unen sobre el empaque y la capacidad de mojado del material, ya no es el factor dominante para el diseño; por el contrario, estas gotas se adhieren en los puntos de aspereza sobre la superficie de las fibras que conforman la cama, estas se adhieren el tiempo suficiente para permitir que otras gotas se incorporen sobre ellas mediante un mecanismo de impacto. De esta manera, las gotas crecen sobre la superficie hasta un tiempo tal que la fuerza de arrastre sobrepase la fuerza de adhesión entre la gota y la fibra, entonces la gota se desprende de la superficie y fluye a través de la cama.

NOTACION DEL CAPITULO V

A	área, ft ²
Ac	área segmento circular, ft ²
D	diámetro interno del recipiente, ft
Db	diámetro de la pierna, ft
dp	diámetro de la partícula, plg.
E	eficiencia de la junta soldada, adim.
H	altura, ft.
h	altura, plg.
L	longitud del cuerpo cilíndrico, ft
La	longitud de la sección de retención, ft
Lb	longitud de la sección destinada a la fase ligera, ft
P	presión, psia
q	flujo volumétrico, ft ³ /min
Q	flujo volumétrico, gpm.
r	relación económica, L/D., adim.
S	esfuerzo del material, lb/plg ² .
tc	espesor por corrosión, ft
tr	tiempo de residencia, min.
ts	tiempo de sedimentación, min.
u	velocidad de sedimentación, ft/min
V	volumen, ft ³ .
x	fracción de área, adim.
y	fracción del diámetro, adim.
ρ	densidad, lb/ft ³ .
ρ _p	densidad de la partícula, lb/ft ³
μ	viscosidad, cp

SUBINDICES

b	pierna
c	medio continuo
L	fase ligera
p	fase pesada
v	mampara

DISEÑO HIDRAULICO
Y ESPECIFICACION

CAPITULO VI
SEPARADORES
LIQUIDO-VAPOR

DE RECIPIENTES
DE PROCESO

CAPITULO VI.

SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR

En este capítulo, se hace un estudio de los factores que influyen en el dimensionamiento de los separadores líquido-vapor como son: ecuación de velocidad para el vapor, ley de Stokes, e influencia de una malla eliminadora de niebla. Primeramente se hace un estudio de los métodos de dimensionamiento para este tipo de separadores, comenzando con los separadores líquido-vapor verticales, en los cuales se presentan los métodos de Gerunda, Wu y Scheiman, analizándolos y dando las recomendaciones pertinentes. Continuando con los separadores líquido-vapor horizontales, en donde se presentan los métodos de Sigalés, Gerunda, Puracilli y Scheiman, comparando ventajas y desventajas a fin de proponer el más adecuado; así mismo, se analiza el caso donde la fase vapor se encuentra en pequeña cantidad, y se requiere instalar un domo en el recipiente. Posteriormente se hace un estudio de los separadores líquido-líquido-vapor, en donde se presenta el método de Sigalés para el dimensionamiento de los separadores horizontales. Finalizando con un estudio detallado de las mallas eliminadoras de niebla.

Un separador líquido-vapor es un recipiente utilizado en su totalidad para remover uno o más líquidos de una corriente gaseosa a la presión y temperatura de operación del recipiente. Esta remoción de líquido es necesaria para la protección de equipos como compresores, evitar la contaminación del proceso corriente arriba del separador, etc.

Los separadores líquido-vapor pueden ser colocados en forma vertical u horizontal, y su posición dependerá de diferentes factores a considerar como son, (en orden de importancia):

- a) La cantidad de líquido arrastrado por el vapor; es decir, como se mencionó en el capítulo I, se preferirá el uso de un separador vertical cuando la relación de flujo másico del vapor entre flujo másico de líquido sea mayor a la unidad ($M_v/M_L > 1$); y un separador horizontal cuando esta relación sea inferior a uno.
- b) Disponibilidad de espacio.
- c) Metodo y costo de soportes.
- d) disposición de tuberías.

Este tipo de separadores esta dividido en dos categorías:

- 1.- Sedimentadores por gravedad.
- 2.- Separadores de incidencia o contacto.

En el primer caso, las gotas de líquido son removidas de la corriente de gas cuando la fuerza de gravedad supera la fuerza con la que el gas arrastra las gotas. El requerimiento mínimo para que la separación ocurra, se tiene cuando la fuerza de la

gravedad se iguala a la fuerza de arrastre, en dicho punto las gotas del líquido caeran a una velocidad terminal constante.

En el segundo caso, la separación depende primordialmente de la coalescencia de las gotas del líquido sobre una superficie de incidencia en la cual, estas aumentan de tamaño y caen cuando la fuerza de gravedad excede a las fuerzas combinadas del momentum del vapor y la tensión superficial. En la fig. 6.1 se muestran estos dos tipos de separadores.

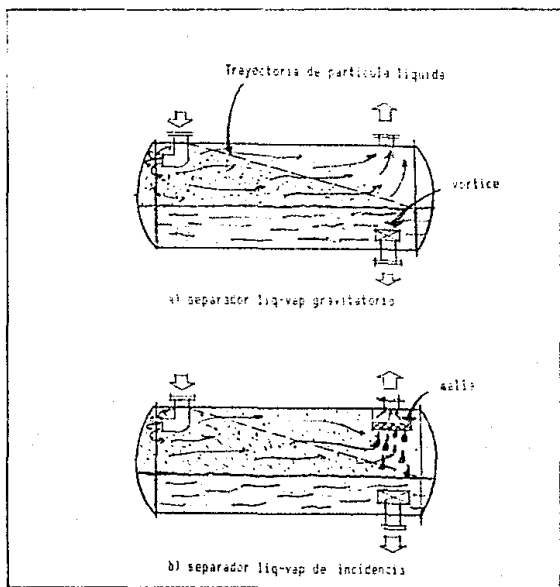


FIG 6.1 a) SEPARADOR LIQUIDO-VAPOR HORIZONTAL POR GRAVEDAD. b) SEPARADOR LIQUIDO-VAPOR HORIZONTAL DE INCIDENCIA.

6.1 ECUACION DE VELOCIDAD.

La velocidad del vapor, es un parámetro de gran importancia en el diseño de un separador líquido-vapor, ya que de ser esta muy alta, no permitirá la remoción completa de líquido arrastrado, ocasionando que la eficiencia de separación sea baja; por el contrario, de ser esta muy baja las dimensiones del separador serían muy grandes.

La ecuación de velocidad del vapor es una modificación de la ecuación de Stokes y su deducción involucra un análisis de fuerzas entre la gota del líquido y la fuerza de arrastre, como se muestra a continuación:

La fricción o arrastre ejercida sobre una partícula líquida debida al movimiento relativo entre esta y el vapor que la rodea, esta determinada por:

$$F_D = (\pi/8)CD D_p U_t^2 \rho_v \quad (6.1)$$

La gravedad acelera la caída de la partícula hasta que esta se iguala a la fuerza de arrastre, y a partir de este momento se efectúa la separación y la partícula caera una velocidad constante. La fuerza de gravedad que se ejerce sobre la partícula puede expresarse mediante la siguiente ecuación:

$$F_g = (M_p(\rho_p - \rho_v)g)/C_p \quad (6.2)$$

Considerando que la partícula líquida es esférica, al igualar las ecuaciones 6.1 y 6.2 y resolviendo para la velocidad terminal, tenemos:

$$U_t = (4g D_p / 3CD)^{1/2} ((\rho_p - \rho_v) / \rho_v)^{1/2} \quad (6.3)$$

El coeficiente de arrastre, CD, es función del No. de Reynolds de la partícula, es decir:

$$Rep = D_p U_t \rho / \mu$$

En la región de la ley de Stokes, ($0.01 < Rep < 1$), el coeficiente de arrastre puede calcularse por la siguiente

ecuación:

$$CD = 24/Rep \quad (6.4)$$

Sustituyendo la ecuación 6.4 en 6.3, tenemos:

$$U_t = 82.67 g D_p ((\rho_p - \rho_v) / \mu)^{1/2} \quad (6.5)$$

Quando $1 < Rep < 1000$, $CD = 18/Rep^{0.6}$ y,

$$Ut = \left\{ 3.514 \text{ g} \quad Dp \quad \left(\frac{\rho_p - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.74} \left(\frac{L}{\mu v} \right)^{0.286} \left(\frac{L}{\mu v} \right)^{0.429} \right\}^{1/2} \quad (6.6)$$

La ecuación 6.5 se aplica para flujos pequeños; mientras que, la ecuación 6.6 se aplica para flujos altos (pertenecientes a las regiones mencionadas). Los tamaños de partículas varían de 3 a 100 micras y estas se encuentran dentro del intervalo de aplicaciones prácticas para el diseño de un separador.

Las ecuaciones deducidas anteriormente nos ayudan a calcular la velocidad del vapor ya que generalmente se tiene que $Ut/Uv = 0.75 - 0.90$. Estas ecuaciones son de una utilidad limitada, pues su aplicación requiere del conocimiento del tamaño de partícula, el cual es muy difícil de determinar con exactitud debido a que en diámetro de partícula varía de un sistema a otro y depende de la manera de alimentar al separador; es decir, si se tiene una mampara de choque, o una boquilla proyectada hacia el fondo, se producirá un tamaño de gota muy diverso.

Souders y Brown propusieron una ecuación para correlacionar datos experimentales del flujo de vapor a través de platos en torres de destilación,

$$U = K \left(\frac{L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2} \quad (6.7)$$

Al comparar esta ecuación con la ec. 6.3, encontramos que existe una semejanza entre ambas ecuaciones, al igualar esta y resolver para la constante K de la ec. de Souders-Brown tenemos:

$$\text{para } \text{Rep} < 1 \quad K = \left(82.738 \text{ g} \quad Dp^2 \quad \left(\frac{\rho_v}{L - \rho_v} \right)^{1/2} \right)^{1/2} \mu v \quad (6.8)$$

$$\text{para } \text{Rep} = 1 \quad K = 0.236 \left(\text{g} \quad Dp \right)^{1/2} \quad (6.9)$$

para $1 < \text{Rep} \leq 1000$

$$K = 3.488 \text{ g} \quad Dp \quad \left(\frac{\rho_v (L - \rho_v)}{\mu v} \right)^{0.71} \left(\frac{L}{\mu v} \right)^{1.148} \left(\frac{L}{\mu v} \right)^{0.214} \quad (6.10)$$

Estas ecuaciones nos dan el valor de K en función de parámetros físicos como Dp , v , L , ρ_v , etc., y se ha encontrado que su valor varía en un intervalo de 0.1 a 0.5 ft/s.

De esta manera, la ecuación de Souders-Brown puede emplearse para calcular la velocidad del vapor debido a su simplicidad, pues únicamente es necesario conocer el valor de las densidades del líquido, del vapor y el valor de la constante. La evaluación de la constante K por medio de las ecuaciones 6.8, 6.9 y 6.10 resulta difícil por la misma razón anterior; no se cuenta con información suficiente para evaluar de una manera precisa, el diámetro de la gota; sin embargo, en la literatura se pueden encontrar valores reportados para esta constante, en función de varios parámetros como servicio, presión de operación, etc.

Las ecuaciones anteriores, fueron deducidas considerando un separador líquido-vapor sin malla eliminadora de niebla. En el caso de un separador con malla, la ecuación propuesta por

Souders-Brown es válida para calcular la velocidad del vapor; sin embargo, el valor de la constante K no es el mismo que para un separador líquido-vapor sin malla, esto es debido a que en un separador líquido-vapor con malla, el vapor que fluye arrastrando pequeñas gotas de líquido (en forma de niebla), pasa a través de la malla mientras que las gotas chocan con la superficie de la malla, adhiriéndose a los alambres delgados de esta; de este modo, las partículas de líquido se van aglomerando hasta hasta que caen libremente por un aumento de peso. De esta manera, el tamaño de las gotas de líquido es mayor en un separador de incidencia que en un separador de gravedad.

El tamaño de las gotas que se desprenden de una malla es función de una serie de parámetros característicos de esta y propiedades físicas del sistema.

$$D_{pm} = f(\sigma_i, u_a, h_m, \rho_m, A_m, \rho_v, \rho_L)$$

donde,

- σ_i es la tensión interfacial entre la superficie de la malla y el líquido.
- u_a velocidad aparente del vapor respecto a las gotas.
- h_m espesor de la malla.
- ρ_m densidad de la malla.
- A_m área específica de la malla.
- ρ_v densidad del vapor.
- ρ_L densidad del líquido.

Al estar la constante de la ecuación de velocidad en función del diámetro de la gota, es fácil comprender el porque su valor es diferente para un separador sin malla respecto a un separador con malla.

De este modo la constante K es modificada considerando los parámetros característicos de la malla y el tamaño de la gota correspondiente para obtener así una nueva constante, la cual se denominará constante de desprendimiento, K_d .

La ecuación para evaluar la velocidad del vapor para un separador líquido-vapor con malla se modifica únicamente por el valor de la constante.

$$U_d = K_d \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2} \quad (6.11)$$

En la sección 6.6 de este capítulo, se hace un estudio más detallado sobre la influencia de la malla eliminadora de niebla en el dimensionamiento de los separadores líquido-vapor, además se reportan los valores recomendados para la constante de desprendimiento en función de diferentes factores que pueden tenerse en un proceso determinado. En cuanto a los separadores líquido-vapor sin malla, en la tabla 6.1 se presentan los valores para la constante de velocidad, K, recomendada por diferentes autores.

TABLA 6.1 VALORES RECOMENDADOS DE K PARA SEPARADORES POR GRAVEDAD.

AUTOR	REF	K, (ft/s)	OBSERVACIONES
Sigalés	85	0.13	Recipientes horizontales
Kerns	57	0.227	Recipientes verticales.
Younger	104	0.1-0.2	Sin distinción.
Gerunda	39	0.1-0.35	Recipientes verticales (valor optimo 0.227).

6.2 SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR VERTICALES.

Un separador líquido-vapor vertical, tiene la función principal de remover el líquido que es arrastrado por la corriente de vapor. La carga de líquido que se maneja en este tipo de separadores es pequeña en comparación con la del vapor; por lo tanto, las características del vapor son las que dictaminarán las dimensiones del separador vertical.

Los métodos para el dimensionamiento de los separadores verticales que se presentan a continuación se fundamentan en la ecuación propuesta por Souders-Brown para calcular la velocidad del vapor, considerando que la velocidad de diseño es un porcentaje de esta en un intervalo comprendido entre 0.75 y 0.9; así como, la selección de un valor apropiado para la constante de velocidad, K, si es un separador por gravedad, y K_d , si es un separador de incidencia.

Con la velocidad y carga del vapor se determina el diámetro del separador, la longitud del mismo se determina a partir de distancias que se consideran como estándares para este tipo de separadores, además de un espacio para la retención del líquido que se determinará de acuerdo al tiempo de retención y carga del líquido; estas distancias estándares se indicaran en este capítulo.

6.2.1 METODO DE GERUNDA (44).

6.2.1.1 SEPARADOR SIN MALLA.

La velocidad del vapor es una función directa del diámetro del recipiente, por esta razón la ec.6.7 se utilizará en este diseño.

Gerunda considera que la velocidad de diseño para el vapor es del 15% de la velocidad terminal, calculada con la ec. 6.7. El área requerida para el flujo del vapor se determinará dividiendo

el flujo volumétrico del vapor por la velocidad de diseño; es decir,

$$Uv = 0.15 U \quad 1/2$$

$$D = (4 qv/ Uv) \quad (6.12)$$

La manera de determinar la longitud del recipiente se indicara despues.

6.2.1.2 SEPARADOR CON MALLA.

Cuando el separador esta provisto de una malla eliminadora de niebla, Gerunda considera que la velocidad de diseño sea igual a la velocidad máxima permisible del vapor calculada con la ec. 6.11, esto es:

$$Uv = Ud$$

El diámetro del recipiente se calcula con la misma ecuación que el separador sin malla, ec. 6.12. un arreglo típico para estos separadores se presenta en la fig. 6.2.

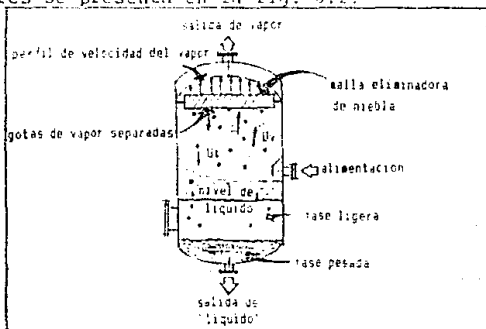


FIG 6.2 ARREGLO TÍPICO PARA UN SEPARADOR LIQUIDO VAPOR CON MALLA (39).

La constante de la ecuación de velocidad para el separador sin malla, puede seleccionarse de la tabla 6.1. Para el separador con malla, la constante de desprendimiento debe seleccionarse de la tabla 6.6 de acuerdo a las condiciones que se presenten en el proceso donde este separador sera instalado.

6.2.2 METODO DE F.H. WU (102).

El dimensionamiento del separador con malla, se efectúa determinando la velocidad máxima permisible para el vapor a partir de la ecuación 6.11, considerando que la velocidad de diseño es el 75% de esta.

El valor de la constante de desprendimiento puede calcularse con las ecuaciones 6.8, 6.9 o 6.10, dependiendo de la región que se tenga, si el diámetro de la gota se conoce, o bien, este debe seleccionarse de la tabla 6.6 dependiendo del servicio y/o condiciones de operación que se tengan.

El diámetro del separador se determina a partir de la ec. 6.12 y se ajusta al diámetro comercial inmediato superior.

Para la instalación de la malla se requiere de un anillo soporte soldado al cuerpo del recipiente en todo su diámetro, por lo que el área efectiva para el flujo del vapor se reduce en proporción al ancho del anillo soporte, por lo que es necesario recalcular la velocidad del vapor. El área efectiva para el flujo del vapor se determina a partir de la siguiente ecuación:

$$A_{ef} = \pi/4(D - 2hr)^2 \quad (6.13)$$

donde hr es el ancho del anillo soporte en ft.

Con esta área efectiva se vuelve a calcular la velocidad de diseño.

$$U_{vr} = qv/A_{ef} \quad (6.14)$$

Esta nueva velocidad no debe exceder del 75% de la velocidad máxima permisible calculada inicialmente con la ec. 6.11. En caso contrario debe incrementarse el diámetro inmediato superior; es decir, debe aumentarse 6 plg. Se calcula nuevamente el área efectiva para el flujo del vapor hasta satisfacer la condición anterior, es decir,

$$U_{vr}/U_v \leq 0.75$$

La determinación de la longitud del recipiente se indicará después.

6.2.3 METODO DE SCHEIMAN (90).

El método de Scheiman es un método rápido para dimensionar separadores líquido-vapor verticales empleando nomogramas para lograr este fin.

Este método, al igual que los mencionados anteriormente está basado en la velocidad del vapor; sin embargo, Scheiman no utiliza directamente la ecuación de velocidad propuesta por Souders-Brown, este utiliza un término denominado R_d , definido

como la relacion de la velocidad del vapor en el recipiente a una velocidad base de 0.227 [($\rho_L - \rho_v$)/ ρ_v]^{1/2} ~ 0.5; esto es:

$$R_d = (4 qv' / (\pi D))^2 / (0.227 [(\rho_L - \rho_v) / \rho_v])^{1/2} \quad (6.15)$$

$$R_d = J_v / (0.178 D)$$

donde

$$J_v = qv' [(\rho_L - \rho_v) / \rho_v]^{1/2}$$

Los valores de R_d estan establecidos bajo las bases de un rendimiento satisfactorio. El rendimiento solamente puede ser medido en términos del líquido acarreado fuera del recipiente (Arrastre residual) y su efecto sobre un paso subsecuente en el proceso. Esto, requiere del conocimiento de datos de operación para poder evaluar R_d . Otras fuentes de información pueden ser publicaciones o recomendaciones de fabricantes, en la tabla 6.2 se muestran valores de R_d recomendados por varios autores, los cuales nos sirven de guía para efectuar el dimensionamiento.

TABLA 6.2 VALORES DE R_d RECOMENDADOS (90).

AUTOR	R_d	OBSERVACIONES
Younger	0.44	separador líq-vap sin malla.
Younger	0.88	separador de gotas.
Kerns	1.30	separador líq-vap con malla convencional.
Kerns	1.24	separador con malla de alta capacidad.
Kerns	0.50	valor máximo para un separador sin malla.
Fabricantes de mallas.	1.15	para todas las aplicaciones, separador líq-vap con malla.

Una vez seleccionado el valor adecuado de R_d , la ec. 6.15 puede utilizarse para calcular el valor del diámetro del recipiente. El nomograma de la figura 6.3 es la solución gráfica de esta ecuación; para utilizarlo se presenta la siguiente metodología.

- 1.- Introducirse en el nomograma en la escala de la densidad del vapor.
- 2.- conectar la densidad del vapor con la densidad del líquido marcando la intersección en el índice de la raíz cuadrada de las densidades.
- 3.- transferir el valor marcado en el índice de la raíz cuadrada de las densidades a la escala derecha de la raíz cuadrada.

- 4.- trazar una línea de la escala derecha de la raíz cuadrada de las densidades a la escala de flujo de vapor real. Marque la intersección con la escala del volumen de carga
- 5.- utilizando el valor de Rd de diseño, trace una línea desde Rd hasta la intersección del volumen de carga. Prolonguela hasta cortar con la escala del diámetro. Este será el diámetro del recipiente.

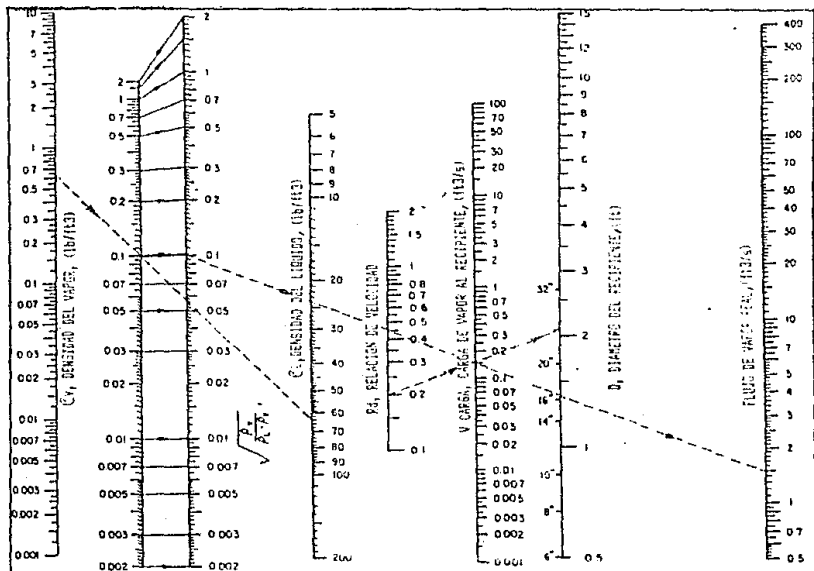


FIG.6.30 NOMOGRAMA PARA DETERMINAR EL DIAMETRO DE UN SEPARADOR LIQ-VAP. VERTICAL (90°).

La longitud del recipiente debe considerar el espacio para el vapor y el espacio para la retención del líquido. Con la fig. 6.4 puede calcularse la longitud requerida para el espacio del vapor, esta figura se fundamenta en las recomendaciones de

Younger para separadores sin malla y O.H. York para separadores con malla.

El espacio requerido para la retención de líquido puede evaluarse a partir del nomograma de la figura 6.3b Para utilizar el nomograma es necesario seleccionar el tiempo de residencia para el líquido, la selección de éste debe permitir, una variación razonable del flujo además de considerar su efecto en pasos subsiguientes del proceso. Como una guía para la selección de éste se recomienda consultar la sección 3.1.

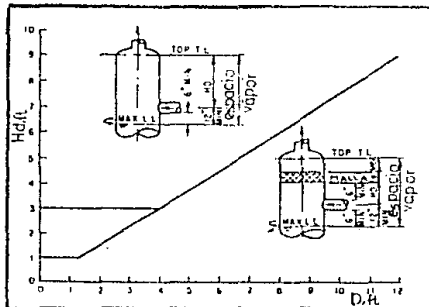


FIG. 6.4 ALTURA DE DESPRENDIMIENTO RECOMENDADA.

La forma de utilizar el nomograma es la siguiente:

- 1.- Entrar al nomograma en la escala izquierda del flujo.
 - 2.- muevase horizontalmente hacia la línea de índice de flujo (si sus unidades son gph omíta este paso).
 - 3.- trace una línea del índice de flujo al diámetro del recipiente.
 - 4.- marque la intersección en el índice.
 - 5.- utilizando el tiempo de residencia seleccionado, trace una línea desde el tiempo de residencia hasta la marca del índice.
 - 6.- prolongue la línea hasta cortar la escala de longitud.
- Este será el espacio requerido para la retención del líquido.

Cuando el separador esta provisto con una malla eliminadora de niebla, el valor de R_d de diseño puede calcularse dividiendo el valor de la constante de desprendimiento K_d apropiada para el sistema particular por 0.227.

6.2.4 ALTURA DE LOS SEPARADORE LIQUIDO-VAPOR VERTICALES.

El método de Scheiman es el único que indica la manra para determinar la altura del separador; sin embargo, para los otros métodos estudiados, pueden seguirse las siguientes reglas prácticas que son el resultado de una serie de estudios e investigaciones sobre este tipo de separadores, los cuales han demostrado tener un comportamiento adecuado durante la operación. En la figura 6.5a y b se resumen dichos criterios.

Finalmente, debe verificarse que la relación L/D para el separador se encuentre dentro del intervalo recomendado en la sección 3.2.

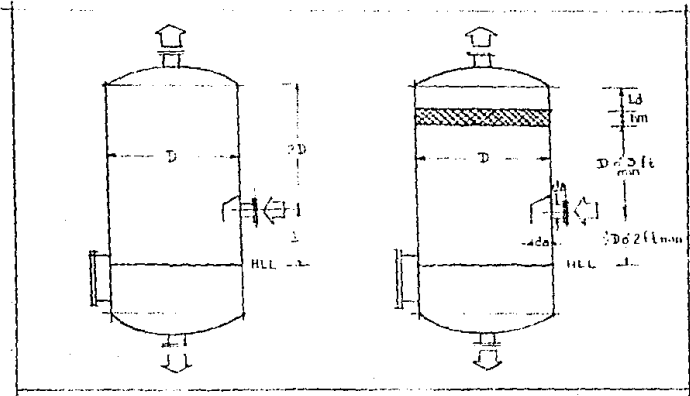


FIG. 6.5 CRITERIOS PARA LA DETERMINACION DE LA LONGITUD TOTAL DEL RECIPIENTE. a) SEPARADOR SIN MALLA, b) SEPARADOR CON MALLA.

6.2.5 DISCUSION DE LOS METODOS.

En general el dimensionamiento de un separador líquido vapor vertical, se fundamenta en la velocidad permisible del vapor en el recipiente.

Las dimensiones obtenidas con el método de Gerunda cuando el recipiente no está provisto de una malla eliminadora de niebla son muy grandes; puesto que considera que la velocidad de diseño

es del 15% de la velocidad máxima permisible, lo cual es muy conservador.

El método de Wu considera que la velocidad de diseño es de un 75 a un 90% de la velocidad máxima; por lo que las dimensiones del recipiente son menores: Sin embargo cuando el recipiente no tiene malla, el cálculo de la velocidad máxima permisible requiere del conocimiento del diámetro de la gota, lo cual es difícil de obtener.

Se recomienda el diseño de un separador líquido-vapor vertical con malla, puesto que este es más sencillo y proporciona dimensiones menores, debido a que la velocidad del vapor es más elevada, además de que el costo del recipiente no se incrementa en gran medida por el costo de la malla. Para tal efecto (si dimensionamiento), se recomienda emplear el método de Wu.

El método de Scheiman es un método rápido para efectuar el dimensionamiento de los separadores, sin embargo, debido al error inherente que se tiene al utilizar los nomogramas, se recomienda únicamente utilizar este método para hacer un dimensionamiento preliminar.

Para este tipo de separadores, no se propone un método de dimensionamiento debido a que los procedimientos presentados se encuentran estandarizados en el código API.

6.3 SEPARADOR LIQUIDO-VAPOR HORIZONTAL.

En los separadores líquido-vapor horizontales la carga de líquido de la corriente influente, es mayor a la carga del vapor. Por esta razón, este tipo de recipientes es diseñado para cumplir con dos funciones principales, como son:

- 1.- Permitir el desprendimiento de las gotas de líquido que son acarreadas por el vapor.
- 2.- Proporcionar al líquido un tiempo de residencia adecuado para mantener la continuidad del proceso.

En resumen, los separadores líquido-vapor horizontales deben proveer de un espacio para permitir que el vapor fluya a una velocidad apropiada para facilitar la remoción de las gotas del líquido acarreadas por éste, además, deben proporcionar un espacio para la retención de una cantidad adecuada de líquido para mantener un inventario que garantice un flujo continuo y sin fluctuaciones durante un tiempo determinado hacia los equipos o procesos corriente a bajo de estos que así lo requieran.

6.3.1 METODOS PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE LOS SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR HORIZONTALES.

6.3.1.1 METODO DE SIGALES (89).

El método de Sigales se fundamenta en lo siguiente:

- El espacio mínimo para el vapor no debe ser menor del 20% del diámetro del recipiente.
- El espacio por debajo del nivel mínimo debe ser igual al 10% del diámetro, como se muestra en la fig. 6.6.
- El tiempo de residencia del líquido se fija dependiendo del destino de la corriente, para lo cual pueden utilizarse los criterios de la sección 3.1.
- La velocidad del vapor se determina a partir de la ecuación de Souders-Brown ec. 6.7.
- El método no considera el volúmen contenido en las tapas.
- La distancia entre HLL y LLL no debe ser menor a 14 plg.

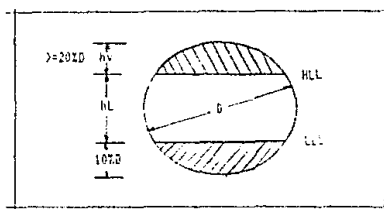


FIG. 6.6 CRITERIOS EMPLEADOS POR EL METODO DE SIGALES (89).

La ec. 6.7 puede simplificarse debido a las condiciones de diseño, la densidad del líquido es normalmente de 20 a 40 veces mayor que la densidad del vapor (89); por lo tanto,

$$U_v = K \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2} = K \left(\frac{\rho_L}{\rho_v} \right)^{1/2} \quad (6.16)$$

además:

$$U_v = q_v / (60 A_v) = 4 q_v / (60 \pi x_v D^2) \quad (6.17)$$

El tiempo de residencia del líquido está dado por:

$$t_r = V_L / q_L = A_L L / q_L = x_L L^2 D^2 / (4 q_L) \quad (6.18)$$

Igualando las ec. 6.16 y 6.16 y resolviendo para el área ocupada por el vapor (x_v) tenemos:

$$xv = (qv/60) / \left[(\pi D^2 / 4) K (\rho L / \rho v)^{1/2} \right] \quad (6.19)$$

de la ec. 6.18 obtenemos la fracción de área ocupada por el líquido (xL):

$$xL = 4 \text{ tr } qL / (\pi D^2) \quad (6.20)$$

dividiendo la ec. 6.19 por la ec. 6.20 obtenemos:

$$xv/xL = qv L / [60 \text{ tr } qL K (\rho L / \rho v)^{1/2}] \quad (6.21)$$

resolviendo para L se tiene:

$$L = 60 (xv/xL) \text{ tr } qL K (\rho L / \rho v)^{1/2} / qv \quad (6.22)$$

de acuerdo al inciso b), la fracción de área por debajo de LLL que se considera volumen muerto, equivale a 5% del área total, por lo tanto se tiene:

$$xL + xv = 0.95 \quad (6.23)$$

sustituyendo xL de la ec. 6.22 en la ec. 6.23, tenemos:

$$L = (xv / (0.95 - xv)) [60 \text{ tr } qL K (\rho L / \rho v)^{1/2} / qv] \quad (6.24)$$

combinando la ec. 6.18 y 6.24 y resolviendo para D se tiene:

$$D = 0.14567 \left(qv / (xv K (\rho L / \rho v)^{1/2}) \right)^{1/2} \quad (6.25)$$

sustituyendo la relación económica (L/D) en la ec. 6.24 se tiene:

$$D = 1/r (xv / (0.95 - xv)) [60 \text{ tr } qL K (\rho L / \rho v)^{1/2} / qv] \quad (6.26)$$

de esta manera, se tienen dos ecuaciones con dos incógnitas, que pueden ser resueltas iterativamente, de la siguiente manera:

- 1.- asignar un valor de xv igual a 0.15 y calcular los diámetros con las ecuaciones 6.25 y 6.26.
- 2.- comparar los diámetros obtenidos con estas ecuaciones.
- 3.- si los diámetros son diferentes, suponer un nuevo valor para xv y repetir los pasos 1 y 2 hasta que los diámetros calculados con las dos ecuaciones se igualen.

Si el recipiente esta provisto de una malla, se debe tomar el valor de K=Kd correspondiente a los mostrados en la sección 6.6 o mediante el uso de las ecuaciones 6.8, 6.9 o 6.10 si se conoce el diámetro de la gota.

6.3.1.2 METODO DE GERUNDA (39).

Nuevamente, el principio básico de dimensionamiento consiste en tener una velocidad de vapor suficientemente baja, para

proporcionar a las partículas del líquido el suficiente tiempo para sedimentarse antes de que el vapor salga del recipiente. Esto se muestra en la figura 6.7.

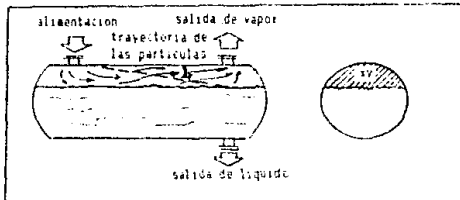


FIG. 6.7 TRAYECTORIA DE LAS PARTICULAS DE LIQUIDO (39).

Este método se fundamenta en lo siguiente:

- La velocidad de diseño no debe ser mayor del 15% de la velocidad terminal calculada.
- El área de sección transversal para el vapor no debe ser menor del 15% ($xv \geq 15\%$), equivalente al 20% del diámetro del recipiente como mínimo.

desarrollo del método:

la velocidad del vapor Uv se puede expresar mediante la ec. 6.17.

El tiempo de residencia para el vapor en el recipiente, está dado por:

$$trv = Av L/qv = xv(\pi/4) D L/qv = L/(60 Uv) \quad (6.27)$$

El tiempo de sedimentación mínimo para que la gota alcance la superficie de líquido se determina mediante la siguiente ecuación:

$$ts = yv D/(60 Ut) \quad (6.28)$$

Debido a que el tiempo de residencia del vapor debe ser mayor o igual a ts tenemos:

$$yv D/(60 Ut) = L/(60 Uv) \quad (6.29)$$

resolviendo para Ut , se tiene:

$$Ut = yv D Uv/L = yv D/L \left[\frac{qv}{(15\pi D xv)} \right]^2 \quad (6.30)$$

Introduciendo la relación económica $(L/D)=r$ y resolviendo para D , se tiene:

$$D = (qv yv / (15\pi xv Ut (0.15)))^{1/2} \quad (6.31)$$

donde Ut se calcula a partir de la ec. 6.5 o 6.6.

El tiempo de residencia para el líquido, esta dado por:

$$trL = AL L/qL = (\pi/4) D^2 L xL/qL \quad (6.32)$$

Introduciendo la relación económica (L/D) y resolviendo para D se tiene:

$$D = [trL qL / ((\pi/4) r xL)]^{1/3} \quad (6.33)$$

$$xL = 1 - xv \quad (6.34)$$

Finalmente se tienen dos ecuaciones con dos incógnitas cuya solución es por prueba y error.

El procedimiento de cálculo es el siguiente:

- 1.- Fijar el tiempo de residencia para el líquido de acuerdo a la sección 3.1.
- 2.- suponer un valor para xv igual a 0.15.
- 3.- calcular xL con la ec. 6.34.
- 4.- calcular yv con la fig. 5. o las funciones segmentales del apéndice A.
- 5.- calcular los diámetros con las ecuaciones 6.31 y 6.32 y compararlos.
- 6.- suponer un nuevo valor para xv , si los diámetros son diferentes, repetir los pasos 2, 3 y 4 hasta que los diámetros sean aproximadamente iguales.

6.3.1.3 METODO DE PURARELLI (78).

El método propuesto por Purarelli se fundamenta en los mismos principios mostrados por Gerunda; es decir, en los porcentajes de área ocupados por el líquido y el vapor, así como en el tiempo de residencia del vapor que sea igual o mayor al tiempo de sedimentación de las gotas del líquido. Sin embargo, este autor propone diferentes diseños basados en criterios económicos como son: mínimo peso, mínima área, mínima longitud de soldadura, mencionadas en la sección 3.2.

A partir de la ecuación 6.31.

$$xv = yv qv / ((\pi/4) Ut r D)^2$$

y rearmplando la ec. 6.32.

$$xL = \text{tr}L \text{ qL} / ((\pi/4) r^3 D)$$

como x representa las fracciones de área ocupadas por el líquido y el vapor, se puede considerar $xv + xL = 1$, de esta manera, las últimas dos ecuaciones pueden reorganizarse quedando:

$$(\pi/4) D^3 - (yv \text{ qv} / (U_t r)) D = \text{tr}L \text{ qL} / r \quad (6.35)$$

En la ecuación anterior, se sustituyen los valores de la relación (L/D), r, propuestas en la sección 3.2 para mínima área, mínimo peso, etc. así como los criterios de niveles de líquido citados en la sección 3.3. Posteriormente la ecuación se resuelve por un método iterativo para determinar el diámetro y la longitud.

6.3.1.4 METODO DE SCHEIMAN (91).

Este método utiliza nomogramas para el cálculo de las dimensiones del separador líquido-vapor horizontal; el cual está dividido en dos partes; la primera involucra el cálculo de las dimensiones del recipiente a partir del flujo del líquido y el tiempo de residencia para el mismo. La segunda revisa las dimensiones calculadas en la primera parte para asegurarse que el espacio para el vapor sea el adecuado para darle un tiempo de residencia mayor al tiempo necesario para que las gotas de líquido sedimenten.

Para efectuar la primera parte del dimensionamiento se hace uso del nomograma de la figura 6.8 de la siguiente manera:

- 1.- entrar al nomograma de la escala izquierda con el tiempo de residencia seleccionado.
- 2.- conectar el tiempo de residencia con el espacio para el líquido y marcar la intersección con el índice de la línea A. Para iniciar los cálculos, se tomará el espacio para el líquido como el 86% del área total del recipiente, equivalente a un 80% del diámetro del mismo.
- 3.- Entrar al nomograma en la escala de flujo de la derecha.
- 4.- Trazar una línea del índice de flujo hacia la marca hecha en el índice de la línea A. Marcar la intersección con el índice de la línea B.
- 5.- Usando la relación económica L/D, trazar una línea de la escala de L/D a la marca del índice de la línea B, prolongar esta hasta cortar la escala del diámetro.
- 6.- Ajustar el diámetro a las dimensiones comerciales inmediatas superior.

Una vez obtenidas las dimensiones del recipiente, se efectúa la segunda parte del dimensionamiento.

Ahora es necesario revisar estas dimensiones para comprobar que la velocidad del vapor sea la adecuada para permitir el desprendimiento de las gotas de líquido. Las gotas de líquido se desprenden de la corriente de vapor cuando el tiempo de residencia del mismo en el recipiente es mayor o igual al tiempo de sedimentación de las gotas; es decir,

$$Vv/qv \geq hv/ut$$

o bien:

$$xv(\pi/4) D L/qv \geq hv/Ut$$

(6.36)

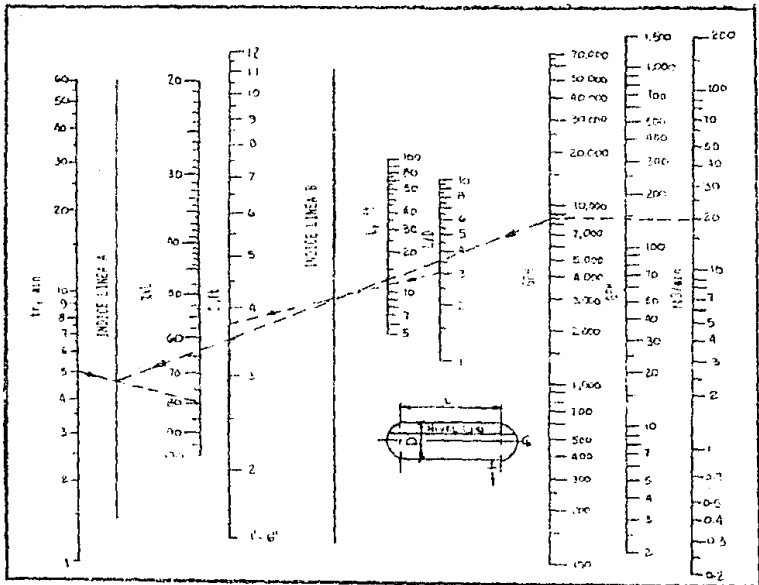


FIG. 6.8 NOMOGRAMA PARA DETERMINAR LAS DIMENSIONES DE UN SEPARADOR LIQ-VAP. HORIZONTAL (91).

Por conveniencia, la velocidad de sedimentación de las gotas, U_t , se transforma en el término R_{dh} , definido en la sección 6.2.3; de esta manera:

$$R_{dh} = V_{load} / (0.178) \{ (v / (xv - L)) \} \quad (6.37)$$

donde

$$V_{load} = qv \left(\frac{v}{(v - v)} \right)^{1/2}$$

Los valores de R_{dh} para el diseño se calculan a partir del diámetro de la gota a remover y la viscosidad del vapor. El nomograma de la figura 6.9 se emplea de la siguiente manera:

- 1.- Entrar al nomograma del lado izquierdo conociendo la diferencia de densidades.
- 2.- Trazar una línea de la diferencia de densidades al índice de la viscosidad del vapor. Marcar la intersección en la línea del índice A.
- 3.- Utilizando el tamaño de gota a remover, trazar una línea que conecte la marca hecha en el índice de la línea A con el diámetro de la gota. Marcar la intersección en el índice de la línea B.
- 4.- Trazar una línea de la escala de $(v / (v - v))^{1/2}$ a la marca hecha en el índice de la línea B, prolongar la línea hasta obtener el valor de R_{dh} .

Si el diámetro de la gota es desconocido, debe recurrirse a la literatura para obtener el valor de R_{dh} , que usualmente proporcionan diseños satisfactorios.

Younger da un valor de R_{dh} de 0.18 a 0.28 cuando el nivel máximo del tanque es hasta la mitad de su capacidad total. Kerns, recomienda un valor de 0.167 para R_{dh} .

Para revisar las dimensiones del recipiente de acuerdo a la velocidad de sedimentación de las gotas, se utiliza el nomograma de la fig. 6.10

- 1.- Entrar al nomograma del lado izquierdo con el espacio para el vapor.
- 2.- Trazar una línea del espacio del vapor al área ocupada prolongando esta línea hasta cortar el índice de la línea A.
- 3.- Trazar una línea de la marca hecha en el índice de la línea A con el valor de R_{dh} de diseño. Marque la intersección hecha en el índice de la línea B.
- 4.- Trace una línea de la marca hecha en B al flujo del vapor, prolongarla hasta el índice de la línea C.
- 5.- Utilizando el diámetro obtenido en la primera parte del diseño, trace una línea de este punto a la marca del índice de la línea C. Extienda esta línea hasta que corte la escala de longitud. Si la longitud es menor o igual a la longitud obtenida en la primera parte, las dimensiones finales del recipiente serán calculadas en la primera parte. Si la longitud es mayor a la longitud calculada en la primera parte, deben iniciarse los cálculos nuevamente aumentando el diámetro del recipiente a su inmediato superior y revisar nuevamente este punto.

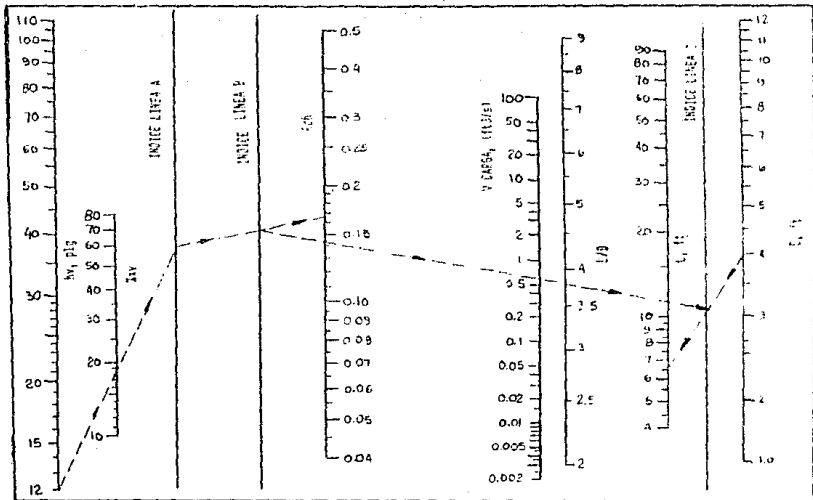


FIG. 6.10 NOMOGRAMA PARA VERIFICAR LAS DIMENSIONES DE UN SEPARADOR LIQ-VAP. HORIZONTAL, POR TIEMPO DE DESPRENDIMIENTO DE LAS GOTAS (91).

TABLA 6.3 COMPARACION DE LOS METODOS A PARTIR DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS DEL PROBLEMA 9.4.

AUTOR	DIAM. (ft)	LONG. (ft)	xv	xL
Gerunda	3.58	14.32	0.14	0.865
Sigales	3.94	15.76	0.30	0.649

La tabla 6.4 muestra los resultados obtenidos por el método de Purarelli, quien aplica diversos criterios económicos para la relación (L/D). En todos los casos se observa que el diámetro

obtenido con este método es mayor que los obtenidos a partir de los métodos de Gerunda y Sigalés debido a que sus relaciones (L/D) son pequeñas, lo cual como se mencionó en la sección 3.4 no son funcionales; ya que al tener una relación (L/D) pequeña, el diámetro debe aumentar.

TABLA 6.4 RESULTADOS OBTENIDOS POR EL METODO DE PURARELLI CONSIDERANDO DIFERENTES CRITERIOS PARA LA RELACION ECONOMICA (L/D).

PARAMETRO MINIMO	(L/D)	D(ft)	L(ft)
Peso	1.71	4.59	7.87
Area	1.39	4.92	6.88
L. soldada	2.55	4.10	10.49

Debido a que el método de Purarelli se fundamenta en el método de Gerunda, este arroja resultados similares empleando una misma relación económica L/D. Por lo que el método de Purarelli no se recomienda.

El método de Gerunda aplicado a un caso bajo diferentes condiciones, no siempre cumple con la restricción del espacio mínimo que corresponde al 15% del área de sección transversal del recipiente, mientras que Sigalés sí cumple con esta restricción. Para propósitos de diseño se recomienda por tanto el método de Sigalés.

Para un diseño preliminar, el método de Schelman proporciona las dimensiones aproximadas del recipiente de una manera y rápida.

6.4 SEPARADOR LIQUIDO-VAPOR HORIZONTAL CON DOMO.

Cuando la cantidad de fase vapor en un recipiente separador líquido-vapor horizontal sea pequeña y el recipiente va a estar provisto de una malla eliminadora de niebla (Demister), se puede adicionar un pequeño recipiente soldado en todo su diámetro a la parte superior del recipiente mayor.

El objeto de la colocación de un domo es la de proporcionar el espacio mínimo requerido que debe existir entre la parte inferior de la malla y el nivel máximo del líquido; es decir mayor o igual a 18 plg. sin tener la necesidad de incrementar el diámetro del recipiente mayor para proporcionar este espacio, lo que conduciría a un mayor costo. Esto se muestra en la fig. 6.11.

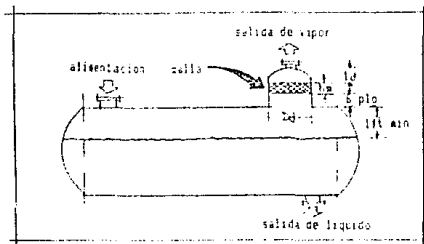


FIG. 6.11 SEPARADOR HORIZONTAL CON DOMO (B1).

El recipiente mayor se diseña con el uso del método de factores sucesivos prouesto en la sección 4.3. Mientras que el diámetro del domo debe determinarse como un separador vertical, considerando la velocidad del vapor calculada con la ec. 5.11. El diseño del domo esta restringido a que su diámetro debe ser menor a 1/3 del diámetro del recipiente mayor.

La longitud del domo (L_d) es de 6 plg. como mínimo más el espesor de la malla (hm) (ver fig. 6.11).

6.5 SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO-VAPOR HORIZONTALES.

En algunas corrientes de proceso se pueden presentar el flujo de una fase vapor y dos fases líquidas inmiscibles, que requieren ser separadas mediante el empleo de un recipiente. Bajo estas condiciones, el dimensionamiento de estos recipientes debe satisfacer simultaneamente tres aspectos básicos.

- 1.- El desprendimiento de las gotas de líquido arrastradas por el vapor.
- 2.- El tiempo de residencia requerido para la fase líquida ligera.
- 3.- El tiempo de sedimentación para la fase pesada.

Por lo tanto el dimensionamiento de estos recipientes debe efectuarse mediante un análisis de las áreas ocupadas por el vapor (xv), el líquido ligero (xL) y el líquido pesado (xp).

6.5.1 METODO DE SIGALES (89).

Los principios básicos de éste método son similares a los del método mostrado en la sección 6.3.1.1, adicionando en este caso el efecto de la fase pesada. El método se fundamenta en lo siguiente:

- a) El espacio mínimo para el vapor no debe ser menor al 20% del diámetro.
- b) Para permitir la instalación de los instrumentos de nivel, la distancia entre HLL y LLL no debe ser menor a 14 plg.
- c) El espacio mínimo para la fase pesada no debe ser menor del 10% del diámetro o 5 plg., cualesquiera que sea mayor.
- d) No considera el volumen contenido en las tapas.

Desarrollo del método

Considerando el inciso a), la velocidad máxima permisible para el vapor puede expresarse como:

$$Uv = qv / (15\pi D^2 xv) = K (\rho L / \rho v)^{1/2} \quad (6.38)$$

Como se mencionó en el inciso 1, el recipiente debe proveer el tiempo de residencia, t_r , para el líquido.

$$t_r = \frac{\text{vol. entre HLL y LLL}}{\text{Flujo del liq. ligero}} = \frac{2}{xL\pi (D/4)^2 L / qL} \quad (6.39)$$

Finalmente por debajo de LLL debe haber el suficiente tiempo de retención para permitir que las gotas de líquido pesado alcancen el fondo del recipiente (o la pierna), antes que la fase dispersa que contiene dichas gotas, abandone el recipiente: distancia de LLL al fondo del recip.

$$t_{sp} = \frac{\text{distancia de LLL al fondo del recip.}}{\text{velocidad de sedimentación}} = hp / up$$

$$t_{sp} = xp\pi (D/4)^2 L / qt \quad (6.40)$$

$$qt = qL + qp$$

donde la velocidad de sedimentación se calcula a partir de la ec. 5.1c.

$$u = 0.028 (\rho_p - \rho_L) / \mu_L$$

despejando las fracciones de área correspondientes de las ec. 6.38, 6.39 y 6.40 obtenemos:

$$xv = qv / (15\pi D K (\rho_L / \rho_v)^{1/2}) \quad (6.41)$$

$$xL = 4 \text{ tr } qL / (\pi D L) \quad (6.42)$$

$$xp = 4 \text{ qt } yp / (\pi D L) \quad (6.43)$$

donde $h_p/D = y_p$
Sustituyendo la relación económica r y dividiendo las ecuaciones 6.41 por 6.42 obtenemos:

$$xv/xp = qv \text{ r } up / (60 \text{ qt } yp K (\rho_L / \rho_v)^{1/2}) = C/yp \quad (6.44)$$

$$xL/xp = \text{tr } qL \text{ up} / (\text{qt } D \text{ yp}) = E/(D \text{ yp}) \quad (6.45)$$

Sumando la ecuación 6.44 y 6.45 tenemos:

$$(xv + xL)/xp = 1/yp (C + E/D) \quad (6.46)$$

Pero debido a que $xp + xL + xv = 1$ tenemos:

$$1/xp = 1/yp (C + E/D) + 1 = (C + E/D + yp)/yp \quad (6.47)$$

Despejando el diámetro de la ecuación 6.47 tenemos:

$$D = E / \{yp/xp - y - C\} \quad (6.48)$$

de la ecuación 6.42 se tiene:

$$D = (4 \text{ qt } yp / (\pi r xp))^{1/2} = (F \text{ yp} / xp)^{1/2} \quad (6.49)$$

Las ecuaciones 6.48 y 6.49 y la figura 5.3 que muestra la relación entre x e y permiten el cálculo del diámetro y los niveles HLL y LLL. La metodología de cálculo es:

- 1.- Seleccionar el tiempo de residencia de acuerdo al destino de la corriente como se muestra en la sección 3.1, así como una relación económica r .
- 2.- Suponer un valor de xp .
- 3.- Mediante la figura 5.3 obtener el correspondiente valor de yp .
- 4.- Usar estos valores para calcular el diámetro con las ecuaciones 6.48 y 6.49.

5.- Comparar los diámetros .

6.- Si los diámetros calculados son diferentes, asumir un nuevo valor de x_p y repetir los pasos 3 a 5, hasta que los diámetros se igualen.

7.- Por último, verificar que h_p no sea menor del 10% del diámetro o 5 plg., cualquiera que sea mayor. h_v no debe ser menor al 20% de D.

Para permitir la instalación de los instrumentos de nivel, la distancia entre HLL y LLL debe ser como mínimo 14 plg.

Estos recipientes pueden ser provistos de una mampara interna, una pierna o un domo dependiendo de un análisis de las cantidades relativas de las fases manejadas. Un resumen de los posibles arreglos para los separadores líquido-vapor se muestran en la figura 6.12

6.6 MALLAS ELIMINADORAS DE NIEBLA (DEMISTER).

Como se mencionó anteriormente, las mallas eliminadoras de niebla han ganado amplio reconocimiento en la industria por su bajo costo, y alta eficiencia para remover las gotas de líquido arrastradas por una corriente gaseosa, permitiendo velocidades del gas más altas dentro del recipiente, reduciendo las dimensiones del mismo.

6.6.1 FUNCIONAMIENTO DE LA MALLA.

Las mallas eliminadoras de niebla están constituidas por una cama usualmente de 4 a 6 plg. de espesor, de alambre de diámetros muy pequeños generalmente de 0.003 a 0.016 plg. (o mayores). Los alambres están entretregidos de manera tal que forme una almohadilla con un alto volumen libre, usualmente entre el 97 y 99% que funciona como una superficie de incidencia para la separación de las partículas de líquido. La figura 6.13 muestra el tejido típico de una malla eliminadora de niebla.

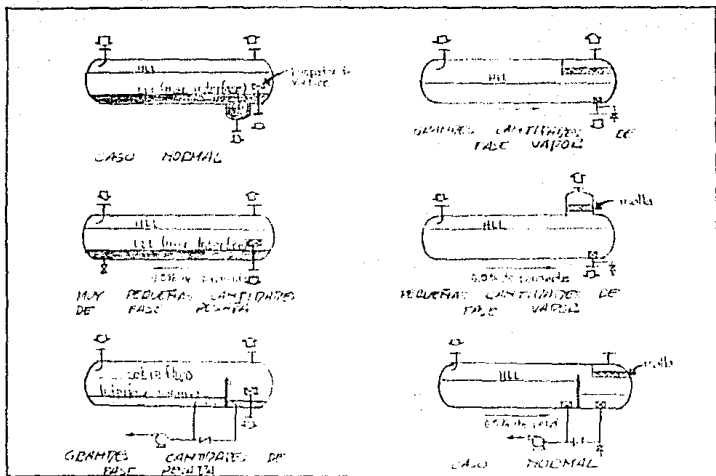


FIG. 6.12 ARREGLOS TÍPICOS PARA SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO-VAPOR (89).

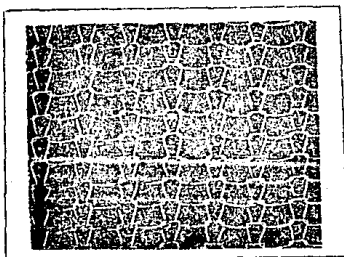


FIG. 6.13 TEJIDO TÍPICO DE UNA MALLA ELIMINADORA DE NIEBLA.

La fig. 6.14 describe de una manera esquemática el funcionamiento de una malla eliminadora de niebla instalada en un recipiente vertical. En esta figura se representa el caso típico en que una corriente de vapor arrastra líquido en forma de niebla, constituida por partículas de líquido de diferentes tamaños. Las partículas más grandes y pesadas se separan de la corriente gaseosa mediante la acción de la fuerza de la gravedad y caen al fondo del recipiente o a la superficie de líquido contenido en el mismo. Las partículas más pequeñas se mueven en dirección ascendente arrastradas por la corriente gaseosa y si no son removidas, serán acarreadas a lo largo de toda la corriente de proceso. Con una malla eliminadora de niebla, la remoción de estas pequeñas partículas se efectúa de una manera más sencilla.

El principio básico de funcionamiento de las mallas eliminadoras de niebla es muy simple. La almohadilla se monta en el recipiente dentro de la zona del vapor. El vapor que arrastra pas pequeñas partículas de líquido pasa a través de la malla, estas partículas de líquido chocan y se adhieren a los alambres delgados mientras el gas prosigue libremente; de este modo, las partículas de líquido se van adhiriendo aumentando de tamaño y peso hasta que caen libremente. Debido a que la superficie convexa de los alambres no se humedace fácilmente, las gotas de líquido comienzan a fluir hacia abajo casi inmediatamente y avanzan hasta un punto donde los alambres adyacentes se cruzan y recolectan el líquido por acción capilar. En una operación continua estos puntos de cruce se llenan rápidamente y se establece un patrón de drenaje descendente. Las observaciones que se han hecho sobre esta acción muestran que el líquido que se escurre abandona la malla en forma de una corriente casi constante de gotas de gran tamaño.

6.6.2 TIPOS DE MALLAS.

Existen varios de mallas disponibles, y estas se identifican por su espesor, densidad, diámetro de alambre y tipo de tejido. En la tabla 6.5 se muestran algunas de las características de las mallas mas comunmente utilizadas disponibles en el mercado. Las mallas estan disponibles en cualquier material que pueda entretejerse, como: acero inoxidable, monel, níquel, cobre, aluminio, ac.alcarbón, polietileno, etc.

6.6.3 VELOCIDAD PERMISIBLE.

El procedimiento usual para la selección de una malla particular para un servicio dado, es determinar la velocidad máxima permisible para el gas o vapor y con este valor, calcular el diámetro del separador líquido vapor donde se instalará la malla.

DETALLE DE INSTALACION

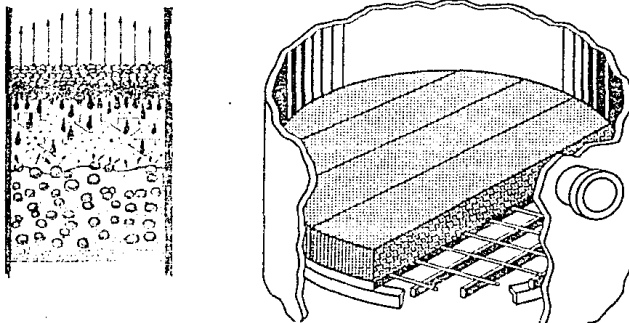


FIG. 6.14 FUNCIONAMIENTO DE UNA MALLA ELIMINADORA DE NIEBLA (B9).

Si la carga de líquido es grande, el diámetro del recipiente no se determinara únicamente la velocidad del vapor; sino que debe considerarse el tiempo de residencia del líquido.

El calculo de la velocidad máxima permisible para el vapor requiere de un análisis detallado de los factores que la afectan, que son:

- densidad del gas y líquido.
- tensión superficial del líquido.
- viscosidad del líquido.
- area específica de la malla.
- cantidad del líquido arrastrado.
- concentración de solidos en el líquido.
- presión de operación del sistema.

De todos los factores, la densidad del líquido y vapor son los que producen la mayor influencia en la velocidad del vapor máxima permisible. En la figura 6.15 se muestra la influencia de estas variables en la selección de la velocidad máxima permisible; la concentración de solidos en el líquido y la tensión superficial no pueden determinarse fácilmente o varían en la operación, por lo que no son incluidos en la correlación. Esta figura no es de uso práctico debido a la falta de información para determinar la cantidad de líquido arrastrada en cada servicio.

TABLA 6.5 IDENTIFICACION DE LOS TIPOS DE MALLAS DE ALAMBRE.

TIPO SERVICIO	DENS.* (lb/ft ³)	A.SUP. (ft ² /ft ³)	hm ** (plg.)	EF.MIN (% peso)
Alta Eficiencia Servicios Relativamente Limpios, Velocidades moderadas.	12	115	4+	99.9+
Efic. estandar propositos generales.	9	85	4+	99.5+
Efic. óptima Para eficiencias muy elevadas.	13-14	120	4+	99.9+
Baja densidad para servicios que contienen sólidos o materiales sucios.	5-7	65+	4-6+	99.0+

NOTAS.

* Si la malla es de cobre, Níquel o Monel, multiplicar el valor de la densidad por 1.13 referido al acero inox.

** El espesor, mínimo recomendado es de 4 plg.; Un espesor de 6plg. es el mas comunmente empleado; espesores de 10 y 12 plg. son recomendados para aplicaciones especiales como nieblas muy finas, nieblas de vapores viscosos, etc.

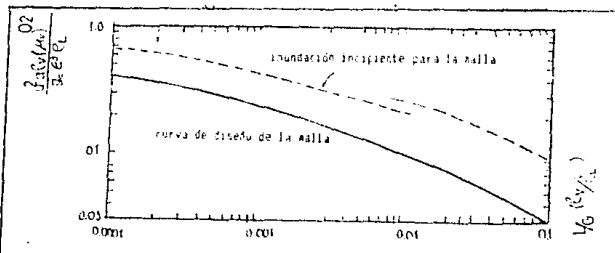


FIG.6.15 EFECTO DE LA CARGA DE LIQUIDO ARRASTRADO SOBRE LA VELOCIDAD PERMISIBLE DEL VAPOR (103).

El desarrollo de la ecuación de velocidad, como se mencionó en la sección 6.1, requiere de un balance de fuerzas tomando en cuenta los factores antes mencionados, la ecuación obtenida de esta manera resulta ser una ecuación muy compleja; sin embargo, se ha observado que esta ecuación se asemeja a la desarrollada por

Souders-Brown, la cual es una ecuación empírica y no incluye todos los factores que afectan a la velocidad, pero permite simplificar los cálculos al mismo tiempo que permite realizar diseños confiables. Esta ecuación es:

$$U = K_d \left[\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v} \right]^{1/2}$$

Un factor muy importante en esta ecuación lo constituye la constante de velocidad K_d que es función del tamaño de las gotas de líquido, cantidad de líquido arrastrado, viscosidad del líquido, altura de desprendimiento, tipo de tejido de la malla, etc. Los fabricantes de mallas generalmente recomiendan un valor de K_d de 0.35 ft/s. Este valor es el correspondiente para un tamaño de gota de 1000 micras, una viscosidad del vapor de 0.03 cp., un valor del factor $\rho_v (\rho_L - \rho_v)$ de 3.2 lb²/ft⁶, para fluidos limpios. Sin embargo, la constante de velocidad K_d debe relacionarse con las propiedades físicas de los fluidos a las condiciones de operación del separador para obtener un valor más apropiado de esta, como se muestra en la figura 6.16.

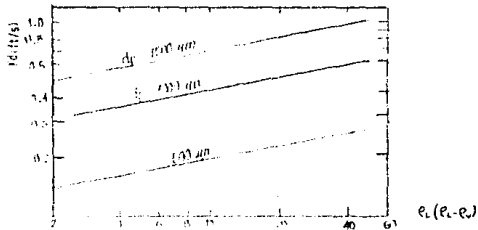


FIG. 6.16 RELACION DE LA CONSTANTE K_d PARA UNA VISCOSIDAD DE 0.03 Cp. (102).

La utilización de la fig. 6.16 requiere del conocimiento del diámetro de la gota el cual es función, como se mencionó en la sección 6.1 de la tensión interfacial entre el líquido y la malla, características propias de la malla, las densidades de los fluidos, etc., por lo que el uso de esta figura es restringido. Cuando la viscosidad del vapor es diferente a 0.03 Cp. y el diámetro de la gota se conoce, la constante de velocidad puede calcularse mediante las ecuaciones 6.8, 6.9 o 6.10.

Debido a la dificultad que existe para conocer la distribución de los tamaños de gotas de líquido durante la operación de un separador, es más frecuente obtener el valor de la constante de velocidad a partir de tablas donde se presentan valores apropiados para ésta, dependiendo de diferentes

parametros de operación. La tabla 6.6 permite la selección de la constante de velocidad más apropiada de acuerdo al parametro de operación que más se asemeje a las condiciones del proceso; además de recomendar también la altura de desprendimiento, (Ld), adecuada para el servicio.

La altura de desprendimiento Ld (la distancia entre la superficie superior de la malla y la parte superior del recipiente), es un factor muy importante que debe considerarse en el diseño del separador líquido-vapor vertical con malla eliminadora de niebla, debido a que en algunas ocasiones puede haber algo de líquido que sea arrastrado de la malla por la corriente efluente del vapor.

A mayor velocidad del vapor, esta altura debe ser mayor; en la tabla 6.7 se muestra el efecto de la altura de desprendimiento, Ld, sobre el valor permisible de la constante de velocidad.

6.6.4 LIMITACIONES DE LA VELOCIDAD.

Velocidades del vapor muy bajas, aproximadamente el 10% de la velocidad máxima permisible o menores, permite que las partículas de líquido pasen a través de la malla y sean acarreadas por la corriente del vapor efluente, de igual manera, velocidades muy elevadas, aproximadamente el 140% de la velocidad máxima permisible o mayores, provocan que el líquido sea llevado a la superficie superior de la malla estableciendo una condición de inundación, provocando el rearrastré de líquido por el vapor desde la superficie de la malla. La mayoría de los fabricantes de mallas recomiendan que la velocidad del vapor no exceda el 120% y que no sea menor del 30% de la velocidad máxima permisible calculada con la ecuación 6.11; es decir, $0.3 U \leq U_v \leq 1.2 U$, para garantizar el buen funcionamiento de la malla en cualquier situación, evitándose los riesgos de que la malla se inunde o que partículas de líquido no sean retiradas de la corriente efluente del vapor.

Generalmente, la máxima velocidad permisible del vapor es pequeña en condiciones de presión y mayor bajo condiciones de vacío.

TABLA 6.6 VALORES RECOMENDADOS DE Kd Y Ld PARA SEPARADORES DE
INCIDENCIA (102).

PARAMETRO DE OPERACION	Kd(ft/s)	Ld(plg.)
VACIO:		
1 psia o menos.*	0.15	3
5 psia.	0.25	6
12 psia.	0.30	8
PRESION:		
15 psig.	0.35	10
50 psig y mayores.	0.45	12
CONDICIONES ESTANDAR:	0.35	10
VISCOSIDAD DEL VAPOR:		
menor a 0.005 cp	0.40	12
mayor a 0.05 cp	0.30	8
TENSION SUPERFICIAL DEL LIQ.		
menor a 20 din/cm.	0.35	10
mayor a 40 din/cm.	0.40	12
aprox. a 30 din/cm.	0.35	10
DENSIDAD DEL LIQUIDO		
menor a 30 lb/ft ³ .	0.30	8
mayor a 45 lb/ft ³ .	0.40	12
SERVICIOS CORROSIVOS. ***	0.21	12
SERVICIOS MUY SUCIOS CON SOLIDOS SUSPEND. Y LIQ. MUY VISCOSOS. ****	0.40	12

NOTAS.

- * Kd = 0.2 ft/s, para una malla de eficiencia muy alta.
- ** típicamente v * L = 10 lb²/ft⁶, fluidos limpios.
- *** utilizar mallas de alambre recubierto con plástico; o bien, mallas de hilos de plástico.
- **** Cuando se trabaja con servicios muy sucios debe darsele a la malla un mantenimiento frecuente para remover los sólidos depositados en esta, para evitar taponamientos y elevar la caída de presión.

TABLA 6.7 VARIACION DE Kd CON LA ALTURA DE DESPRENDIMIENTO.

ALTURA DE DESPRENDIMIENTO SOBRE LA MALLA (plg).	VALOR PERMISIBLE DE Kd (ft/s).
3	0.12
4	0.15
5	0.19
6	0.22
7	0.25
8	0.29
9	0.32
10	0.35
11	0.38
12	0.40
13	0.42
14	0.43

Los límites y rangos de cada área quedan determinados por la densidad del vapor y del líquido a las condiciones de operación, naturaleza del líquido arrastrado y el grado de separación deseado.

Se recomienda que la velocidad de diseño no sea mayor al 75% de la velocidad máxima permisible, para permitir que la malla siga operando adecuadamente cuando se presenten fluctuaciones en el sistema como, variaciones en la carga de líquido acarreada, peculiaridades en los tamaños de las partículas de líquido, etc.

6.6.5 CAIDA DE PRESION.

En una instalación propiamente diseñada, la malla eliminadora de niebla proporcionara una caída de presión no mayor a 1 plg.de agua, y es usualmente considerada como despreciable. Sin embargo, en sistemas que operan a vacío, o donde se utiliza como motor principal un ventilador o un soplador, que es incapaz de generar suficiente presión positiva, la caída de presión a través de la malla toma una gran importancia.

En la figura 6.17 se ilustra el efecto sobre la caída de presión que tienen los flujos de gas y de líquido. A medida que la carga de líquido aumenta, la caída de presión se incrementa a una velocidad del gas constante. Al aumentar la carga de líquido, más líquido es retenido en la malla y el espacio libre disponible para el flujo del vapor se reduce, ocasionando de esta manera, un incremento en la velocidad del gas cuando fluye a través de las áreas libres remanentes. Las condiciones de inundación, y las condiciones de rearrastré de líquido se alcanzaran a una velocidad de vapor más baja a medida que la carga de líquido aumenta.

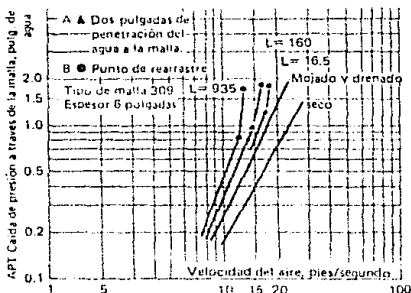
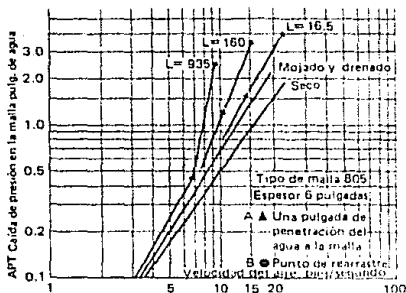


FIG. 6.17 EFECTO SOBRE LA CAIDA DE PRESION DE LOS FLUJOS DE LIQUIDO Y GAS.

La caída de presión total a través de la malla es la suma de la caída de presión ocasionada por el flujo de gas a través de la malla seca más la caída de presión ocasionada por la retención del líquido en la malla. Esto puede expresarse como:

$$\Delta P_t = \Delta P_d + \Delta P_L$$

La caída de presión ocasionada por el flujo de gas a través de la malla seca es función del tipo de malla; es decir, de su estructura física y del espesor de la almoladilla. Carman (103) desarrollo una expresión para calcular la caída de presión ocasionada por el flujo de gas a través de materiales sólidos granulares; una expresión similar puede emplearse para la malla de alambre, la cual se presenta en la figura 6.18, donde la caída de presión se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$P_d = f_c' h m a \sqrt[3]{\rho g U v} / (g c f.)$$

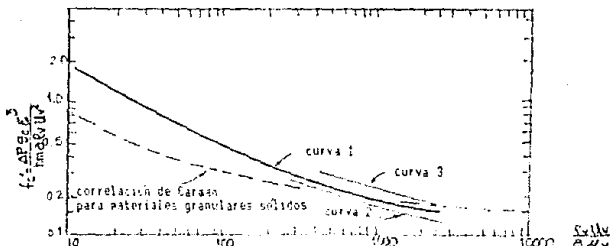
donde f_c' es función de No. Reynolds:

$$Re = \sqrt[3]{\rho g U v} / (a \mu v)$$

La figura 6.18 esta basada en datos experimentales de aire que fluye a través de una malla seca de 6 plg. de espesor. La curva 1 representa a la malla York tipo 931 y la curva 2 representa a la malla York tipo 421. Las características de estos dos tipos de mallas se muestra en la tabla 6.8. La figura 6.18 no muestra información para No. $Re < 200$ debido a que la caída de presión a través de la malla de 6 plg. de espesor es muy pequeña y resulta muy difícil hacer estas mediciones con precisión.

TABLA 6.8 CARACTERISTICAS DE LAS MALLAS YORK (103).

TIPO	FRACC. HUECA	AREA SUP. ESP. (ft ² /ft ³)
421	0.977	110
931	0.990	46

FIG.6.18 FACTOR DE FRICCIÓN f Vs No. DE Re PARA LA MALLA SIN CARGA DE ENTRADA (103).

La caída de presión ocasionada por la retención de líquido en la malla depende del tipo de ésta, y la carga de líquido y la velocidad del gas. Las figuras 6.19a y b muestran la relación entre la caída de presión y la velocidad del gas para diferentes flujos de líquido. La caída de presión ocasionada por la retención del líquido en la malla es independiente del espesor de ésta. Las figuras 6.19a y b están basadas en datos experimentales de gas que fluye a través de una malla donde el líquido es agua.

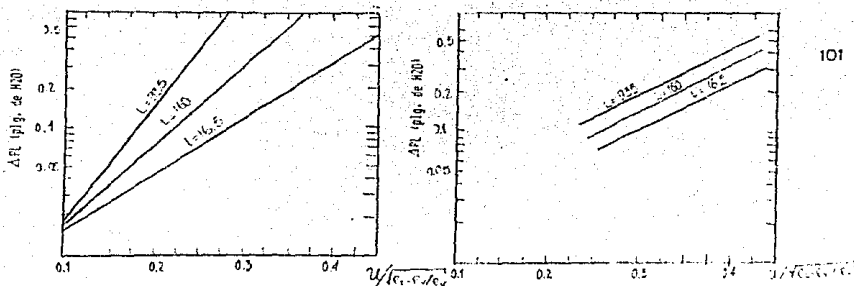


FIG 6.19 CORRECCION DE ΔP PARA LA CARGA DE ARRASTRE.
 a) PARA MALLA TIPO 421. b) MALLA TIPO 931.

6.7 CONSIDERACIONES DE PROCESO.

En esta sección se da una discusión general de los requerimientos funcionales y de control mínimos necesarios para la buena operación de los separadores líquido-vapor recomendados por el código API.

6.7.1 COMPONENTES DEL SEPARADOR.

Para una operación eficiente y estable en un amplio rango de condiciones, un separador líquido vapor debe poseer las siguientes características:

1.- sección primaria de separación. Esta sección es para la remoción del grueso del líquido de la corriente entrante. Los proyectiles de líquido y las partículas grandes son removidas primero para minimizar la turbulencia del gas y la reentrada de las partículas líquidas en la segunda etapa de separación. Para hacer esto, es necesario usualmente absorber el momentum y cambio de dirección del flujo mediante una mampara de choque.

2.- sección secundaria de separación. La mayor parte de la separación en esta sección es mediante la sedimentación por gravedad de las partículas líquidas después de que la corriente gaseosa ha disminuido su velocidad. La eficiencia de esta sección depende de las propiedades del gas y del líquido, tamaño de partícula y grado de turbulencia del gas. Algunos diseños utilizan baffles internos para reducir la turbulencia, los baffles pueden actuar como colectores de gotas.

3.- Sección de extracción de niebla. El extractor de niebla de la sección de coalescencia puede ser una almohadilla de malla de alambre, este remueve de la corriente gaseosa las pequeñas gotas, (normalmente menor a 10 micras de diámetro) de líquido antes de que el gas abandone el recipiente. El líquido arrastrado es normalmente menor a 0.1 gal. por MMSCF.

6.7.2 CONTROLES DE PROCESO.

La presión de operación puede controlarse mediante una válvula cargada con peso o una válvula operada por piloto. Cuando el gas esta siendo descargado a una tubería, la presión mínima del separador se fija por la presión del sistema. Los separadores deben estar equipados con uno o más controladores de nivel. Usualmente un controlador de nivel para la sección de acumulación de líquido de un separador de dos fases, activa una válvula para drenado de líquido para mantener el nivel de líquido en el recipiente. Dos sistemas de control de nivel son usualmente utilizados para un separador de tres fases. Los separadores son equipados con uno o dos vidrios de nivel o mirillas para indicar uno o dos niveles. También un indicador de presión y un termometro deben ser instalados en el separador.

Estos son los requerimientos mínimos de control necesarios para los separadores líquido-vapor; sin embargo, la instrumentación de estos dependerán de los requerimientos del proceso en particular.

6.7.3 DISPOSITIVOS DE RELEVO DE PRESION.

Todos los separadores, sin considerar tamaño o presión, deben equiparse con dispositivos para protección por presión y estos se fijaran de acuerdo con los requerimientos del código A.S.M.E. Las válvulas de relevo en conjunto con los discos de ruptura pueden utilizarse para proveer la capacidad necesaria de relevo. La válvula de relevo se ajusta normalmente a la máxima presión permisible de trabajo. El disco de Ruptura es seleccionado para relevar a presiones superiores a la presión de ajuste de la valvula de relevo.

En la figura 6.20 y 6.21 se presentan los arreglos típicos para los separadores líquido-vapor donde se muestra su instrumentación mínima.

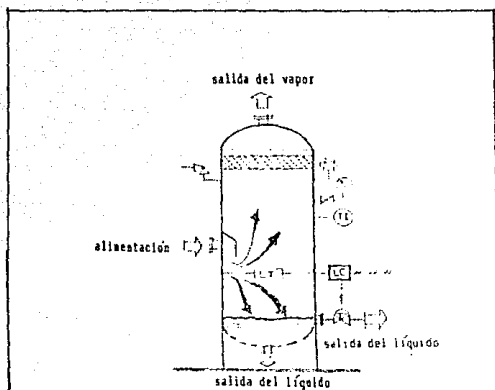


FIG.6.20 SEPARADOR LIQUIDO-VAPOR VERTICAL (B1).

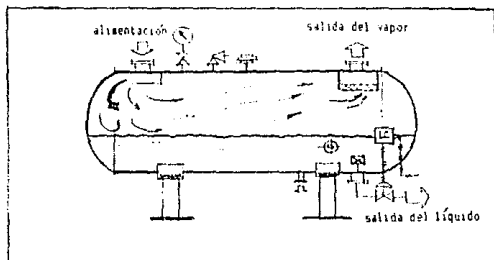


FIG.6.21 SEPARADOR LIQUIDO-VAPOR HORIZONTAL (B1).

NOTACION PARA EL CAPITULO VI.

a	Area superficial específica de la malla, ft ² /ft ³ .
A	Area, ft ² .
D	diámetro interno del recipiente, ft.
Dd	diámetro del domo, ft.
Dp	diámetro de la partícula, ft.
dp	diámetro de la partícula, plg.
g	fraccion hueca de la malla, adim.
fc'	factor de fricción de la fig. 6.18, adim.
g	aceleracion de la gravedad, 32.2 ft/s ² .
G	masa velocidad superficial del gas seco, lb/hr ft ² .
h	altura, plg.
hm	espesor de la malla, ft.
hr	ancho del anillo soporte, ft.
K	constante de velocidad, ft/s.
Kd	constante de desprendimiento, ft/s.
L	longitud del cuerpo cilíndrico, ft.
L	masa velocidad superficial del líquido, lb/hr ft ² .
Ld	altura de desprendimiento, plg.
q	flujo volumetrico, ft ³ /min.
r	relacion economica L/D, adim.
tr	tiempo de residencia, min.
ts	tiempo de sedimentación, min.
U	velocidad superficial del gas en un separador sin malla, ft/s.
Ud	velocidad del vapor através de la malla, ft/s
Ut	velocidad terminal de una partícula relativa al medio que la rodea, ft/s
Uv	velocidad permisible del vapor en el recipiente, ft/s,
	Uv = (0.9 a 0.75) Ud
x	fracción de área, adim.
y	fracción de diámetro, adim.
	densidad, lb/ft ³
p	densidad de la partícula, lb/ft ³
	viscosidad, cpa

SUBINDICES

b	pierna
L	fase ligera
p	fase pesada
v	vapor

DISEÑO HIDRAULICO
Y
ESPECIFICACION

CAPITULO VII

DIMENSIONAMIENTO DE BOQUILLAS Y CONEXIONES

DE RECIPIENTES
DE PROCESO

CAPITULO VII

DIMENSIONAMIENTO DE BOQUILLAS Y CONEXIONES.

Una boquilla es un dispositivo que permite la interconexión de un recipiente con instrumentos, tuberías y otros equipos de proceso.

Los recipientes de proceso son diseñados independientemente de su localización en la planta y arreglo de tuberías; sin embargo, los tamaños alternativos de los recipientes y detalles como registros de hombre, boquillas y arreglos de soportes deben ser evaluados por el ingeniero de proceso a fin de poder establecer la especificación completa del equipo, (hoja de datos), y al mismo tiempo determinar la economía global y el aprovechamiento del espacio, a manera de lograr un diseño óptimo.

En este capítulo, se presenta un compendio general para el dimensionamiento de boquillas y conexiones, cuya utilidad práctica conduce a la especificación final del recipiente.

7.1 BOQUILLAS DE PROCESO.

Las uniones roscadas son inconvenientes para recipientes a presión ya que son susceptibles a fugas; por esta razón, las uniones bridadas son preferentemente empleadas, además de permitir un mejor ajuste y facilidad de instalación.

Existen varios tipos de bridas que pueden ser empleadas para la interconexión de líneas, instrumentos y equipos. El criterio de selección radica en la presión de operación de la línea o equipo.

Las bridas de cara plana son fabricadas en acero fundido y son empleadas para presiones menores de 250 psi.

Las bridas de cara realzada son fabricadas en acero al carbón y son empleadas para un rango de presión de 150-300 psi.

Las bridas tipo junta de anillo son fabricadas en diversos materiales y son empleadas para presiones superiores a 300 psi.

La aplicación de un tipo de brida en particular, esta estandarizado en el código ANSI sección B 16.1, B16.5.

El dimensionamiento de las boquillas de proceso, sigue los mismos criterios para el dimensionamiento de líneas como son: caídas de presión y velocidades recomendadas.

Para recipientes horizontales la alimentación de líquido o vapor/líquido, se localiza en la parte superior en un extremo y la salida de lado opuesto en el fondo, esto es útil para aprovechar la longitud del recipiente para proporcionar el espacio necesario para efectuar la separación y homogeneización de las fases continuas.

En recipientes verticales, la alimentación se localiza en la parte lateral del cuerpo cilíndrico, y la salida de líquido en el fondo.

El dimensionamiento de las boquillas esta sujeta a los diámetros de las tuberías de conexión. esto evita problemas como: contracciones y expansiones del fluido, caídas de presión excesivas, esfuerzos en las tuberías y por tanto su costo.

El estudio de flujo de fluidos a través de tuberías, ha permitido el establecimiento de criterios para el dimensionamiento de tuberías, así como el desarrollo de correlaciones para predecir el comportamiento del fluido en diversas condiciones de flujo.

En el apéndice B1 muestra los criterios de velocidades recomendadas para diversos fluidos que constituyen los elementos indispensables para el dimensionamiento de líneas.

El criterio de la velocidad recomendada solamente puede ser utilizado para un dimensionamiento aproximado como punto de partida para determinar la caída de presión. El dimensionamiento final de la línea debe ser el resultado de un balance económico entre la caída de presión y una velocidad razonable.

La caída de presión, es un parámetro importante que debe considerarse para determinar las dimensiones óptimas de la tubería; ya que, si esta excede de este valor el diseño es inadecuado. Los criterios para el dimensionamiento de líneas se muestra en el apéndice B2.

En una tubería pueden presentarse los siguientes tipos de flujos:

- a) Flujo de una fase líquida.
- b) Flujo de una fase gas o vapor.
- c) Flujo de dos fases.

Es de gran importancia conocer el tipo de flujo existente en una corriente de proceso, así como las propiedades del fluido como: densidad, viscosidad, flujo, etc. para el dimensionamiento de tuberías.

Los métodos para el dimensionamiento son los siguientes:

7.1.1 FLUJO DE UNA O MAS FASES LIQUIDAS.

- 1.- Determinar el número de cedula.

$$Cd. = 1000 P/S \quad (7.1)$$

- 2.- Seleccionar la velocidad recomendada y el material a emplear en la tubería para determinar el diámetro, mediante la siguiente ecuación:

$$d = (0.408 Q/v)^{1/2} \quad (7.2)$$

3.- Con el diámetro calculado, obtener del apéndice B5 el diámetro interno comercial más próximo y calcular el No. de Reynolds.

$$Re = 50.6 Q / (d^4) \quad (7.3)$$

4.- Obtener ϵ/D del apéndice B3 ($t = 0.00015$ ft para acero al carbón).

5.- Con el No. de Reynolds y ϵ/D obtener del apéndice B4 el factor de fricción (f), o para líquidos viscosos (régimen laminar $Re < 2000$): $f = 64/Re$.

El factor de fricción, también se puede calcular también aplicando la ecuación de Colebrook.

$$f = [-2 \text{ Log}(\frac{\epsilon}{3.71 + 2.51 / (Re \sqrt{f})})]^{1/2} \quad (7.4)$$

6.- calcular la caída de presión con la siguiente ecuación:

$$P(100) = 0.0216 f C Q^2 / d^5 \quad (7.5)$$

7.- El resultado obtenido, se le debe considerar un factor de corrección de +20% por ensuciamiento y envejecimiento de la tubería.

8.- Obtener la velocidad con el diámetro comercial fijado en 3.

$$v = 0.408 Q / d^2 \quad (7.6)$$

9.- El diámetro seleccionado será aquel que cumpla dentro de lo posible, con los criterios de velocidad y caída de presión recomendada o permisible.

7.1.2 FLUJO DE UN VAPOR O GAS.

Para los sistemas de fluidos compresibles son considerados generalmente los mismos criterios de diseño que para fluidos no compresibles con la restricción que pudieran presentar algunos sistemas en particular como sería:

En líneas que manejan fluidos compresibles, la densidad es una variable importante, por lo que se debe tener en cuenta los siguientes criterios para su determinación:

a) cuando la caída de presión total es menor al 10% de la presión de entrada, usar la densidad a las condiciones de entrada o de salida.

b) Cuando la caída de presión total es mayor al 10% de la presión de entrada, usar la densidad evaluada a las condiciones promedio de entrada y salida.

Otro factor importante a considerar es la velocidad sónica, la cual es la máxima velocidad que puede alcanzar un gas dentro de una tubería. Si la caída de presión permisible es muy alta la velocidad de salida podría alcanzar la velocidad sónica, lo cual no es recomendable. La velocidad sónica esta dada por la siguiente ecuación:

$$v_s = (g \times RT/M)^{1/2} = 68.1 (k P/\rho)^{1/2} \quad (7.7)$$

La relación o parámetro de diseño de la velocidad del fluido con respecto a la velocidad sónica se le conoce como número de Mach y deberá ser siempre menor que 1.

El procedimiento de cálculo es prácticamente el mismo que para líquidos, teniéndose:

1.- Cálculo del diámetro, en función del gasto y de la velocidad recomendada, del apéndice B1 o bien de los apéndices B6 o B7.

$$d = 0.226 (W/(\rho v))^{1/2} \quad (7.8)$$

2.- Obtener el diámetro comercial, del apéndice B5 más próximo al calculado y calcular el número de Reynolds.

$$Re = 6.31 W/(d\mu) \quad (7.9)$$

3.- Obtener ϵ/D del apéndice B3 ($\epsilon = 0.00015$ ft para acero al carbón).

4.- Con el No. de Reynolds y ϵ/D obtener del apéndice B4 el factor de fricción (f), o para líquidos viscosos (régimen laminar $Re < 2000$): $f = 64/Re$.

El factor de fricción, también se puede calcular también aplicando la ecuación de Colebrook.

$$f = \{-2 \log(\epsilon/3.71 + 2.51/(Re(f^{1/2})))\}^{-2} \quad (7.4)$$

5.- calcular la caída de presión con la siguiente ecuación:

$$P(100) = 3.36 E-4 f W^2 / (\rho d^5) \quad (7.10)$$

6.- El resultado obtenido, se le debe considerar un factor de corrección de +20% por ensuciamiento y envejecimiento de la tubería.

7.- Obtener la velocidad con el diámetro comercial fijado en 3.

$$v = 0.051 W / (\rho d) \quad (7.11)$$

8.- El diámetro seleccionado será aquel que cumpla dentro de lo posible, con los criterios de velocidad y caída de presión recomendada o permisible.

En sistemas de vapor de agua, cuya presión de operación no sea mayor de 500 psia se recomienda usar la ecuación de Babcock.

$$P(100) = 3.36 E-6 [1 + 3.6/d] (W^2 / \rho d^5) \quad (7.12)$$

7.1.3 FLUJO A DOS FASES.

En flujo a dos fases no hay una correlación similar al factor de fricción contra el número de Reynolds útil para el flujo en una sola fase. Hay un número de factores complicados en flujo a dos fases que hacen difícil una correlación general.

La mayor complicación en comparación al flujo en una sola fase, es la variedad de patrones de flujo que se pueden encontrar en sistemas gas-líquido. El tipo de patrones de flujo encontrado, depende de las propiedades del fluido, velocidad y geometría del equipo.

Es evidente la cantidad de complicaciones para el desarrollo de correlaciones. Si se conoce el patrón y todas las propiedades físicas y geométricas del sistema, las mejores correlaciones predecirán la caída de presión con una precisión de aproximadamente el 25%.

La clasificación visual de los regímenes de flujo, no es el método ideal pero es un parámetro que permite un acercamiento a problemas operacionales y de diseño.

La clasificación hecha por Alves (4) presenta siete patrones básicos de flujo en tuberías horizontales que se describen a continuación, ver figura 7.1.

a) Flujo burbuja

El gas fluye en forma de burbuja a lo largo de la parte superior del tubo. La velocidad de las burbujas y el líquido son aproximadamente iguales, si las burbujas llegan a dispersarse a través del líquido, el flujo se conoce como frontal.

b) Flujo tapón

Conforme la velocidad aumente, las burbujas del gas tienden a coalescer, y el flujo de tapones de gas y de líquido alternados a lo largo de la parte superior del tubo son formadas.

c) Flujo estratificado

Se presenta cuando el líquido fluye a lo largo del fondo del tubo, mientras el gas fluye sobre este. La interfase gas-líquido permanece suave y la fracción ocupada por cada fase permanece constante.

d) Flujo tipo onda

Se presenta cuando la velocidad del gas es incrementada violentamente en flujo estratificado, se producen ondas superficiales con el incremento en amplitud.

e) Flujo tipo proyectil (slug)

Cuando la velocidad es aumentada violentamente, la amplitud de la onda aumenta hasta el punto donde esta toca la parte superior del tubo y forma un proyectil. La velocidad de este proyectil es mayor que la velocidad promedio del líquido.

f) Flujo anular

El líquido fluye como una película de espesor variable en la pared del tubo, mientras que el gas fluye en una corona de alta velocidad en la parte central del tubo. Se presenta arrastre conforme las gotas entran a la corona.

g) Flujo disperso

Conforme la velocidad del gas aumenta, el flujo anular llega a ser flujo de niebla o disperso, debido a que la película del líquido es distorsionada de la pared del tubo y este es arrastrado por el gas.

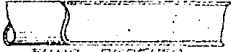
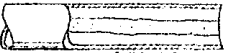
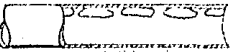
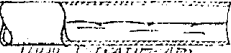
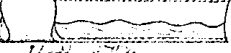
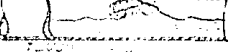
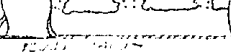
PATRONES DE FLUJO EN DO. TUBOS	CORRELACIONES
 FLUJO DISPERSO	VER FIGURA 7.3
 FLUJO ANULAR	$\Phi = (4.5 - 0.5125J) \times 10^{24}$
 FLUJO BLOQUEADO	$\Phi = 44.2 \times \frac{0.75}{(W/L/A)^{0.1}}$
 FLUJO C. TURBULENTO	$\Phi = 15400 \times (W/L/A)^{0.8}$
 FLUJO ONDULADO	VER FIG. 7.4
 FLUJO ONDULADO	$\Phi = 1190 \times \frac{0.125}{(W/L/A)^{0.5}}$
 FLUJO ONDULADO	$\Phi = 27515 \times \frac{0.25}{(W/L/A)^{0.17}}$

FIG. 7.1 PATRONES DE FLUJO EN TUBERIAS HORIZONTALES (8).

se han preparado numerosas cartas para predecir aproximadamente, propiedades del flujo y geometría de la tubería.

De esas cartas, el ingeniero puede determinar el flujo que ocurrirá en su problema de diseño particular.

El mapa Baker proporciona un método aproximado pero de gran utilidad para la determinación del patrón de flujo bajo ciertas condiciones. Las regiones de los patrones de flujo son graficadas como una función de la velocidad másica de la fase gaseosa y la relación modificada de las velocidades de gas líquido. Esta carta se muestra en la figura 7.2. El mapa Baker(8) tiene las siguientes restricciones:

1.- Esta carta fue obtenida para sistemas de aire agua a presión atmosférica, por lo que para otros sistemas y otras presiones es aproximado.

2.- Las líneas no marcan en realidad zonas, sino que representan regiones de transición entre los diversos patrones de flujo. Por tanto el diseñador debe tener una idea aproximada del patrón de flujo que se presenta en una tubería cuando se usa el mapa Baker.

Los parámetros del mapa Baker son:

$$By = 2.16 Wv / (Ap) \left(\frac{G}{L} \right)^{1/2} \quad (7.13)$$

$$Bx = 531 (W/L / Wv) \left(\frac{G}{L} \right)^{1/2} / C_v \left(\frac{u_L}{\sqrt{L}} \right)^{2/3} \quad (7.14)$$

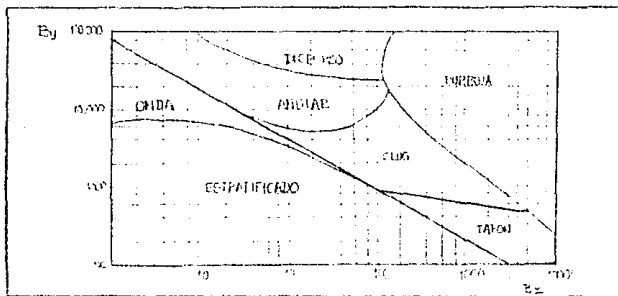


FIG.7.2 MAPA BAKER PARA FLUJO EN DOS FASES (8).

En el diseño y operación, el patrón de flujo de tipo proyectil y tapón debe ser evitado, ya que causa fluctuaciones de presión, las cuales pueden interrumpir las condiciones de proceso y origina una lectura inconsistente y un registro erróneo en los instrumentos. Este patrón de flujo, origina la ruptura de las

tuberías conexiones y válvulas. El flujo tipo proyectil puede evitarse mediante los siguientes métodos:

- a) Por la reducción de la longitud de las líneas a un mínimo permitido por las presiones diferenciales disponibles.
- b) Por el diseño de tuberías paralelas que aumentan la capacidad sin incrementar el factor de fricción global.
- c) Mediante el uso de una tubería con una válvula para regular flujos alternativos.
- d) Mediante el uso de un drenaje o desvío en un punto inferior.
- e) Mediante el arreglo de tuberías para proteger contra este tipo de flujo.

Para los fines de este trabajo, se describe a continuación el método de Lockhart-Martinelli para la determinación de caídas de presión, por consideraciones el más adecuado.

7.1.3.1 METODO DE LOCKHART-MARTINELLI.

La ecuación general para el cálculo de la caída de presión es:

$$\Delta P(100)(\text{dos fases}) = \Delta P(\text{vapor}) (\Phi)^2 \quad (7.15)$$

El cálculo de la caída de presión de la fase vapor se calcula considerando que este fluye sólo en la tubería. Para lo cual puede seguirse el procedimiento indicado en la sección 7.1.2.

El factor (Φ) en la ecuación 7.15, se obtiene de la figura 7.1 para corregir el $\Delta P(100)$ de la fase vapor.

El módulo X, de Lockhart-Martinelli para flujo en dos fases, relacionan la caída de presión de la fase líquida y vapor.

$$X^2 = \frac{\Delta P(100)(\text{liq.})}{\Delta P(100)(\text{vap.})} \quad (7.16)$$

El cálculo de $\Delta P(100)(\text{liq.})$, considera que fluye solamente líquido en la tubería de un mismo diámetro. Por lo que para su cálculo puede seguirse el procedimiento indicado en la sección 7.1.1. X^2 permanece constante para un flujo de condiciones de flujo y en tres o cuatro diámetros secuenciales, es independiente del tamaño de la tubería.

Para la determinación de la caída de presión para flujo disperso se puede utilizar la figura 7.3. Se introduce a la gráfica con el módulo de Lockhart-Martinelli, (X^2), ΔP de la fase vapor; con la cual se tiene $\Delta P(100)(\text{dos fases})$.

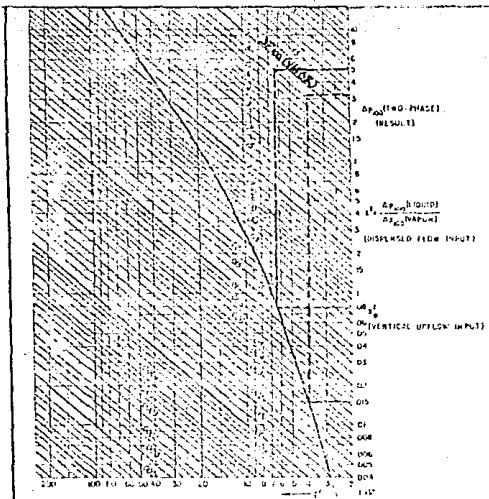


FIG. 7.3 DETERMINACION DE AP PARA FLUJO DISPERSO (56).

Cuando se tiene flujo tipo onda, se puede emplear la correlación de Huntington:

$$Hx = (W_L/W_V)^{1/4} L/\mu_V \quad (7.17)$$

Conociendo Hx se obtiene el factor FH a partir de la figura 7.4, y con la ecuación 7.10 se obtiene $\Delta P(100)$ (dos fases) para flujo tipo onda.

7.1.3.2 CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION A DOS FASES.

El dimensionamiento de tubería para el transporte de tuberías se puede efectuar de la siguiente manera:

- 1.- Seleccionar el material de construcción y calcular el número de cedula (ec. 7.1).
- 2.- Suponer un diámetro para la tubería.
- 3.- Conociendo las propiedades de los fluidos y los flujos máxicos de líquido y vapor, calcular los parámetros Bx y By con las ecuaciones 7.13 y 7.14.
- 4.- Determinar el patrón de flujo. Si By es mayor de 80000, y el contenido del vapor es mayor del 25% del flujo total, el patrón

del flujo es disperso. Se recomienda que en la tubería se manejen los patrones de flujo anular o burbuja. Evitar flujo tipo proyectil y tapón.

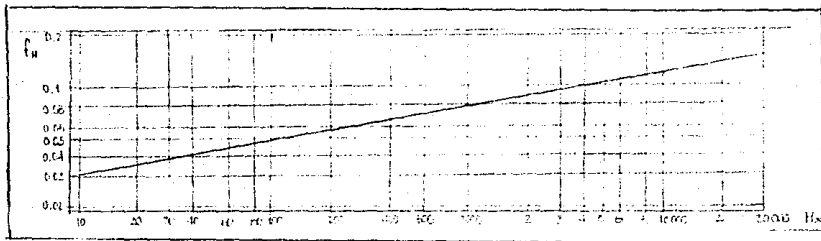


FIG. 7.4 DETERMINACION DEL FACTOR DE PRESION, FLUJO TIPO ONDA (56).

- 5.- En caso de tener un flujo no deseado, modificar el diámetro.
- 6.- calcular la caída de presión de acuerdo al método de Lockhart-Martinelli descrito en la sección anterior. Si esta es mayor que la disponible o la recomendable para la línea incrementar el diámetro y repetir los pasos del 1 al 5.

7.2 ARREGLOS PARA LAS BOQUILLAS DE ALIMENTACION A UN RECIPIENTE.

7.2.1 RECIPIENTES HORIZONTALES.

Los arreglos para la colocación de la boquilla de alimentación en un recipiente horizontal, pueden ser:

- a) Alimentación superior.
- b) Alimentación lateral con proyección en la tapa.
- c) Alimentación lateral con proyección en el cuerpo cilíndrico. La figura 7.5 muestra estos arreglos.

Estos arreglos para las alimentaciones, no son adecuados en sistemas que presentan una tendencia excesiva a la formación de espuma, debido a que el grado de dispersión es incrementado por la proyección del fluido sobre el recipiente o mampara.

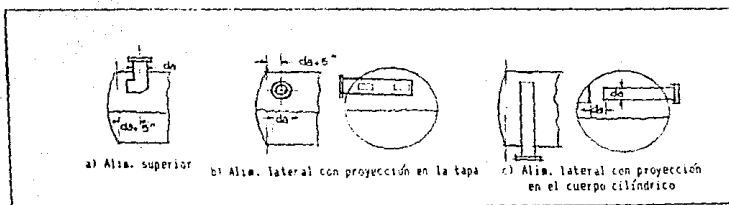


FIG. 7.5 ARREGLO PARA LA COLOCACION DE LA ALIMENTACION EN UN RECIPIENTE HORIZONTAL.

7.2.2 RECIPIENTES VERTICALES.

Para recipientes verticales, la alimentación debe ser proyectada hacia el fondo, para aprovechar el espacio entre el nivel del líquido y la malla eliminadora de niebla para efectuar la separación. Los arreglos típicos para la alimentación en un recipiente vertical son:

- Utilización de un codo de 90 grados, para diámetros de recipientes menores a 3 pies.
- Utilización de una mampara de choque, para diámetros de recipientes mayores a 3 pies.

La figura 7.6 muestra estos arreglos.

7.3 BOQUILLAS DE DESCARGA.

Las boquillas de descarga para los recipientes localizadas en el extremo inferior del mismo, deben estar provistas de un elemento protector para evitar el arrastre de aire o gas a la corriente efluente. Este elemento protector lo constituye un rompedor de vórtice o remolino.

Cuando los vapores o gases de proceso entran en la corriente líquida efluente, originan un incremento en la caída de presión reduciendo el flujo, causando condiciones inestables y generando flujo a dos fases cuyo resultado son vibraciones severas. El vórtice puede ocurrir durante la salida de líquido de un recipiente bajo condiciones de flujo estable.

El vórtice se puede formar sobre las salidas de los recipientes en posiciones diferentes a la de la línea central del mismo, cercanas a la pared del recipiente, colocadas con la proyección de salida hacia abajo, hacia arriba o en forma horizontal, esto se muestra en la figura 7.7.

Los factores que influyen para la formación de un vórtice son:

- a) Profundidad del líquido
- b) Turbulencia
- c) Tamaño y posición de la boquilla
- d) Relación de drenado contra alimentación
- e) Velocidad de la boquilla de salida

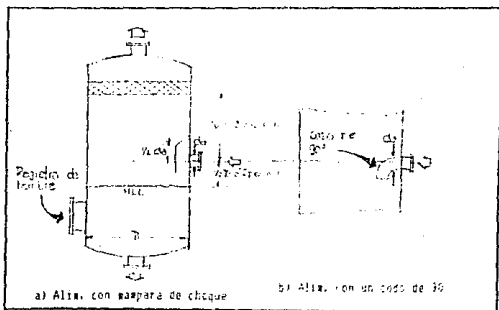


FIG. 7.6 ARREGLOS PARA LA ALIMENTACION EN RECIPIENTES VERTICALES.

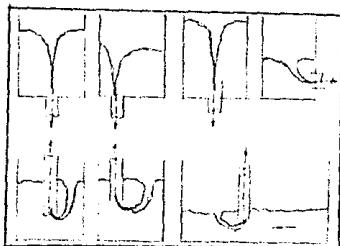


FIG. 7.7 POSICIONES DE FORMACION DE VORTICE.

7.3.1 DIMENSIONAMIENTO DE BOQUILLAS DE SALIDA Y POSICION.

Debido al efecto de ruptura del orificio de salida, las dimensiones del rompedor de vórtice están relacionadas al tamaño de la boquilla, en tuberías de succión vertical, a la cercanía del tubo, a la pared del recipiente y el nivel inferior de líquido sin vórtice.

El espacio inferior para tuberías verticales, debe ser de $0.5d$ a $1d$ donde d es el diámetro de la tubería. Si este claro es mayor de $1d$ se permitirá un vórtice excesivo bajo condiciones de baja sumersión.

En recipientes verticales la localización de la salida fuera del centro, permite operaciones a niveles de líquido más bajos sin vórtice, a diferencia cuando la salida en un lado del recipiente está centrada en el fondo. La localización de la salida en un lado del recipiente es menos susceptible al vórtice, pero es impráctico excepto para tanques de fondo plano.

Las situaciones de flujo para un recipiente vertical es análoga a la de uno horizontal con flujo de entrada uniforme. De esta manera la boquilla de entrada será localizada directamente bajo la línea central horizontal del recipiente y no inclinada respecto a la vertical.

7.3.2 SUPRESION DEL VORTICE.

Cuando el vórtice ocurre en operación, la manera temporal de eliminar el problema es incrementar el nivel de líquido tan alto como sea posible. Pero es muy difícil romper el vórtice una vez formado. Se debe prevenir por tanto su formación de acuerdo al nivel adecuado del líquido o velocidad.

Es impráctico crear rompedores de vórtice de tipo superficial para los recipientes de proceso, por lo cual se prefiere emplear placas planas y cruces simples que ayudan a la prevención del vórtice. Las venas radiales o con una configuración reticular previenen más efectivamente el vórtice.

La mampara tipo vena radial ofrece una ventaja sobre la mampara tipo placa en la que se provee una protección inferior a bajos niveles de líquido y es menos susceptible a vórtices. Estos tipos se muestran en la figura 7.8.

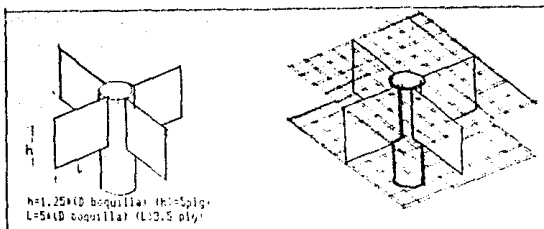


FIG. 7.8 CONFIGURACION DE UN ROMPEDOR DE VORTICE.

Los rompedores de vórtice están disponibles en varios materiales para su fabricación como: platino, acero al carbon, acero inoxidable etc.

Para un alto grado de efectividad el ancho del rompedor del vórtice debe ser 4 veces el diámetro de la boquilla, de un tamaño máximo de 1/3 del diámetro del recipiente. La altura del rompedor del vórtice sobre la salida debe ser 1/2 del diámetro de la boquilla, pero por razones prácticas se requiere un espacio mínimo del fondo de varias pulgadas sobre la proyección de la boquilla. La figura 7.9 muestra estos criterios.

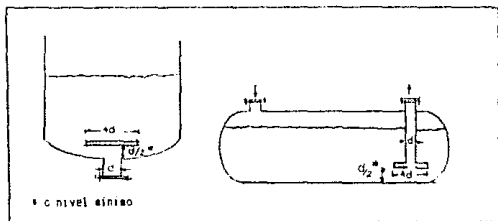


FIG. 7.9 DIMENSIONES TÍPICAS DE LOS ROMPEDORES DE VORTICE.

7.4 BOQUILLAS DE DRENAJE.

Las boquillas de drenaje permiten la salida del líquido remanente dentro del recipiente. Estas boquillas son instaladas en la parte inferior del cuerpo cilíndrico y como se explicó en la sección anterior, la configuración de la boquilla de drenaje debe ser opuesta a la boquilla de venteo; sin embargo, no existen restricciones para su ubicación en el fondo del recipiente, pero

TABLA 7.1 DIAMETROS RECOMENDADOS PARA LAS BOQUILLAS DE DRENAJE (25).

DIAM. RECIP. (FT)	DIAM. BOQUILLA (PLG)	INSTALACION
< 3	1.0	en tubería
3	1.5	en tubería
4	2.0	en tubería o recipiente
6	2.0	en tubería o recipiente
8	3.0	en tubería o recipiente
10	3.0	" "
13	4.0	" "
16	4.0	" "

7.5.1 BOQUILLAS PARA EL CONTROL DE PRESION.

La conexión de presión es localizada en la parte superior del recipiente, correspondiente al espacio ocupado por la fase vapor. Su localización debe ser tal, que la carátula del instrumento sea visible desde una grada o plataforma. Para efectuar la conexión de un instrumento de presión, se utiliza una boquilla de un diámetro mínimo comercial, de 1.5 plg. (3.81 cm.). La ubicación de estas boquillas se muestra en la figura 7.10.

7.5.2 BOQUILLAS PARA EL CONTROL DE TEMPERATURA.

La conexión de temperatura es frecuentemente una conexión lateral, alineada y cercana a la salida del fondo, de manera que su carátula pueda ser observada desde un pasillo de acceso o plataforma.

La conexión de temperatura es colocada en los puntos de interés para su determinación, ya sea para el vapor o el líquido en un separador, o para el líquido en un recipiente acumulador.

Se recomienda el empleo de uniones bridadas de 1.5 plg. (3.81 cm.) para un medidor de temperatura, así como la localización de un registro de mano lo más cercano a la boquilla del instrumento.

7.5.3 BOQUILLAS PARA EL CONTROL DE NIVEL.

Durante la operación, el nivel del líquido en el recipiente es constantemente agitado por la incorporación de líquido o por

la acción del vórtice sobre la conexión de descarga (esta agitación puede ser disminuida por el uso de mamparas internas o rompedores de vórtice, para lo cual, se recomienda consultar la sección 7.3). Si la alimentación está en un extremo y la descarga en el lado opuesto del recipiente, la última sección del líquido agitado, estará aproximadamente en la parte central del recipiente. Esta es la mejor localización para un medidor de nivel de vidrio y para controladores de nivel.

El ingeniero instrumentista proporciona el intervalo óptimo para la medición del nivel del líquido y elevación de las boquillas. Si las cantidades de flujo son muy pequeñas, el menisco del medidor de vidrio no es afectado por la colocación de una boquilla de entrada cercana a las conexiones para los instrumentos de medición de nivel.

Se recomienda el empleo de conexiones bridadas de 1.5 plg. (3.81 cm.). En recipientes verticales, la boquilla de nivel mínimo es localizada a la misma altura correspondiente a LLL de diseño (normalmente 6 plg.). La boquilla del nivel máximo es localizada a una distancia superior a HLL de diseño (normalmente 6 plg.). En el caso de un controlador de nivel para el recipiente se recomienda el uso de boquillas adicionales cuyo diámetro mínimo es 1.5 plg. Este es el caso de recipientes de succión a compresores.

En el caso de recipientes horizontales, se recomienda el empleo de dos conexiones bridadas, ubicadas en la parte superior e inferior del mismo, cuyo diámetro es de 1.5 plg. como se muestra en la figura 7.10.

7.5.4 BOQUILLAS PARA MEDICION DE pH.

Para la determinación del pH se recomienda el empleo de boquillas de 1.5 plg. colocadas en la parte superior del recipiente proyectada en su interior. El mejor para la colocación de un medidor de pH, es cercano a la parte superior del recipiente, ya que en este punto se considera un mejor mezclado.

7.6 CONEXIONES DE SERVICIO.

Las conexiones de servicio, permiten la incorporación y eliminación de agua, aire o gas inerte a fin de garantizar una condición óptima para la revisión o inspección del equipo en una operación de paro ordenado. Se recomienda por tanto, la colocación de cuando menos una boquilla de servicio con un diámetro de dos pulgadas en la parte inferior lateral del cuerpo cilíndrico del recipiente.

7.7 VALVULAS DE RELEVO.

La función de una válvula de relevo de presión es proteger a los recipientes a presión, tuberías u otro equipo, contra presiones que excedan la máxima presión permisible de trabajo (Maximum Allowable Working Pressure, MAWP) por arriba de la cantidad predeterminada, para eliminar riesgos al personal y equipo. La cantidad permisible de sobrepresión (por arriba de MAWP) esta cubierta por varios códigos y es una función del tipo de equipo y las condiciones que causen la sobrepresión. Las sobrepresiones permisibles (ver fig. 7.11), son:

RECIPIENTES A PRESION NO EXPUESTOS A FUEGO (UNFIRED PRESSURE VESSELS (ASME, SECC. VIII)).

- Válvula Simple: 10%
- Valvulas Multiples: 16%

RECIPIENTES A PRESION EXPUESTOS A FUEGO (UNFIRED PRESSURE VESSELS EXPOSED TO FIRE (ASME, SECCION VIII))

- 21%

No es el propósito de una válvula de relevo de presión controlar o regular la presión en el recipiente o sistema que protege la válvula por lo que no puede tomar el lugar de una válvula controladora o reguladora, excepto en el caso de una válvula de hidroslevo o una válvula de by pass en una bomba de desplazamiento positivo.

El diseño de los dispositivos de presión esta reglamentado en códigos como el API 520, para la práctica recomendada en el diseño e instalación de sistemas de relevo de presión parte I; así como el código ASME sección VIII división I; parte UG 125-134.

El alcance de esta sección es únicamente dar una herramienta para determinar el diámetro de la boquilla necesaria para la instalación de la válvula de relevo de presión, para lo cual se proporciona una información general en lo referente a los tipos de válvulas y cálculo del área del orificio requerida para un servicio determinado. Si se desea profundizar más en lo referente a estos dispositivos de relevo de presión se recomienda consultar los códigos mencionados anteriormente.

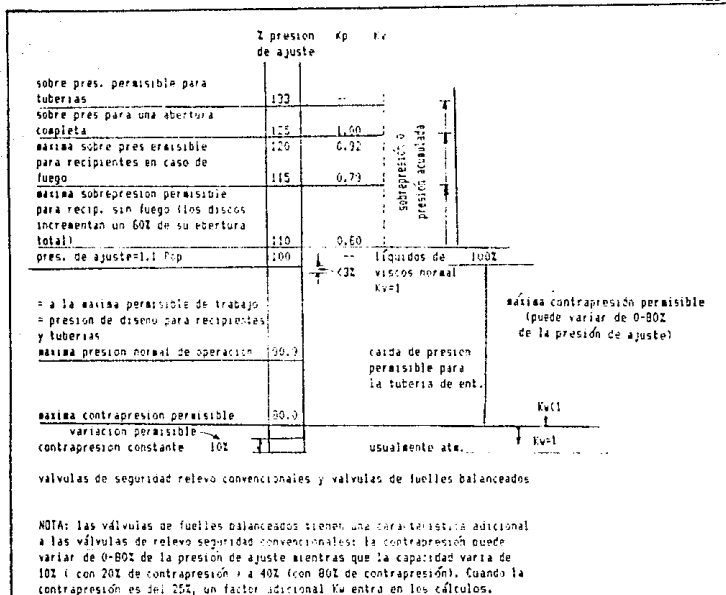


FIG.7.11 RELACIONES DE NIVELES DE PRESION PARA VALVULAS DE RELEVO (53).

7.7.1 DEFINICIONES.

- a) Válvula de relevo de presión: Es un término genérico aplicado a las válvulas de relevo o válvulas de seguridad que son diseñadas para volver a cerrar y no permitir el flujo de fluidos después de restablecerse las condiciones normales de presión.
- b) Máxima presión permisible de trabajo (MAWP): Es la presión señalada en la placa de identificación del equipo. Usualmente es la misma que la presión de diseño.

c) Presión de operación: Es la presión del servicio en psig, en la parte superior del recipiente a la cual es normalmente expuesto.

d) Presión de diseño: Es el valor seleccionado para el diseño de un recipiente a presión para las condiciones coincidentes más severas de presión y temperatura esperadas durante la operación, suministrado con un margen apropiado arriba de estas condiciones de operación.

e) Presión de ajuste: Es la presión de entrada a la cual la válvula de relevo de presión se ajusta para abrir, bajo las condiciones de servicio incluyendo la contrapresión. En una válvula de relevo o seguridad relevo para servicio líquido, la presión de ajuste es la presión de entrada a la cual la válvula comienza a descargar; en servicio para vapor o gas, la presión de ajuste es la presión de entrada en la cual la válvula abre en acción instantánea (pop).

f) Acumulación: Es el incremento de presión sobre la presión de ajuste de la válvula expresada como un porcentaje de la presión de ajuste.

g) Presión de escape (Blowdown): Es la diferencia entre la presión de apertura y cierre de la válvula, y es expresada como un porcentaje de la presión de ajuste de la válvula ó en psi.

h) Sobrepresión: Es el incremento de la presión sobre la presión de ajuste de la válvula expresada como un porcentaje de la presión de ajuste.

i) Contrapresión: Es la presión en el lado de descarga en la válvula de relevo, creada por flujo en la tubería corriente abajo de la misma.

7.7.2 TIPOS DE VALVULAS.

7.7.2.1 VALVULA DE RELEVO.

Es un mecanismo automático de relevo de presión que actúa por medio de una presión estática corriente arriba de la válvula, la cual abre con un incremento de presión sobre la presión de operación de manera proporcional. Este tipo de válvulas es empleado principalmente para servicio líquido y no debe utilizarse cuando la contrapresión excede el 10% de la presión de ajuste (ver fig. 7.12).

7.7.2.2 VALVULA DE SEGURIDAD.

Es un mecanismo de relevo automático que actúa por una presión estática corriente arriba de la válvula y caracterizada por una apertura rápida, completa en una acción instantánea. Es usada para servicio de gas y vapor, y no debe ser usada si la contrapresión excede el 10% de la presión de ajuste.

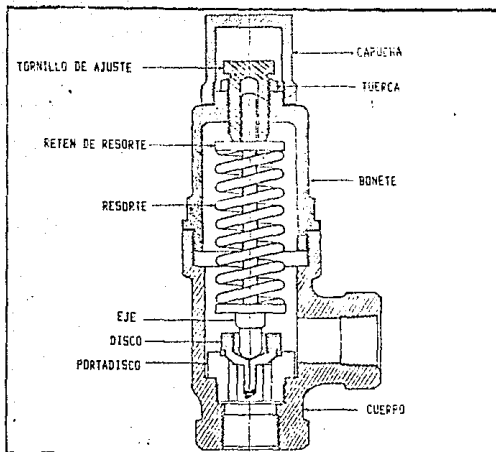


FIG. 7.12 VALVULA DE RELEVO (63).

7.7.2.3 VALVULA DE SEGURIDAD-RELEVO.

Es un dispositivo automático caracterizado por una apertura rápida e instantánea en servicio de gas/vapor o una apertura proporcional al incremento en la presión de entrada sobre la presión de operación para un servicio líquido.

a) Válvula de seguridad relevo de tipo convencional.

Este tipo de válvulas tiene la cubierta del resorte venteadada en el lado de descarga de la válvula. las características operacionales (presión de apertura, presión de cerrado y la capacidad de relevo) son afectadas directamente por cambios en la contrapresión sobre la válvula. Este tipo de válvulas no deben emplearse si la contrapresión excede el 10% de la presión de ajuste (ver fig. 7.13).

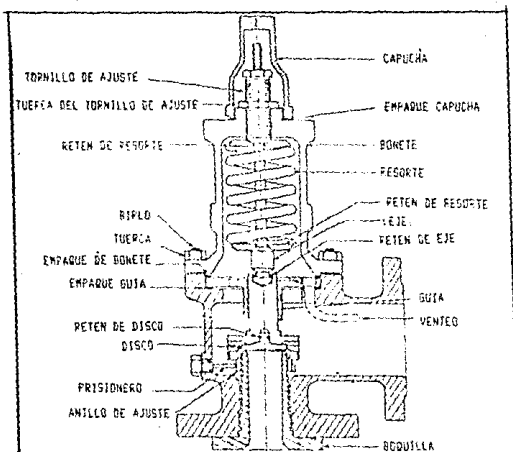


FIG. 7.13 VALVULA DE SEGURIDAD RELEVO TIPO CONVENCIONAL (53).

Las valvulas seguridad-relevo convencionales son comunmente utilizadas cuando la contrapresión sea constante y en donde cualquier contrapresión de refuerzo no exceda el 10% de la presión de ajuste. No se recomienda su uso en calderas de vapor o recalentadores, en los casos donde se tenga una contrapresión variable, o como valvulas de derivación o controladoras de presión.

b) Valvulas de seguridad-relevo de fuelles.

Este tipo de valvulas incorpora un medio para aislar del fluido de proceso, el bonete, el resorte, la base y la abrazadera de la base. Los fuelles estan venteados a través del bonete a la atmósfera, y en servicios peligrosos o tóxicos, el venteo debe ser llevado a un lugar seguro. El diseño de los fuelles se recomienda cuando el fluido de proceso pudiera afectar a las partes móviles de la válvula, ver fig. 7.14.

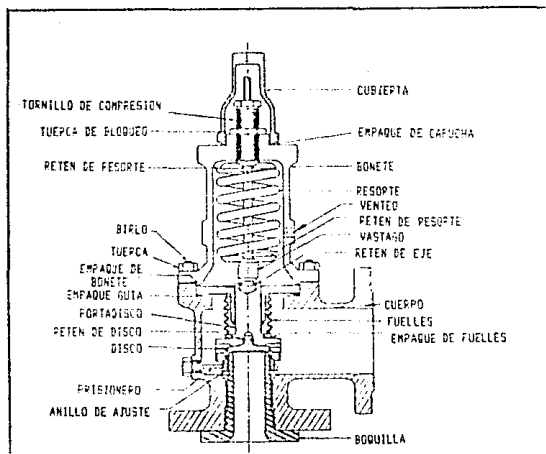


FIG. 7.14 VALVULA DE SEGURIDAD RELEVO TIPO FUELLE (53).

c) Válvula de seguridad relevo de fuelles balanceados.

Este tipo es una variación de las válvulas tipo fuelle en la cual se minimizan los efectos de la contrapresión sobre las características operacionales (presión de apertura, presión de cerrado, y capacidad de relevo). Las presiones de apertura y cerrado se mantienen aproximadamente invariables con el incremento de la contrapresión, utilizando fuelles cuya área efectiva es la misma que el área del asiento de la boquilla, con lo que las fuerzas quedan balanceadas. Los fuelles están venteados a la atmósfera o deben ventearse a un lugar seguro cuando se manejen materiales tóxicos y/o peligrosos (ver fig. 7.15).

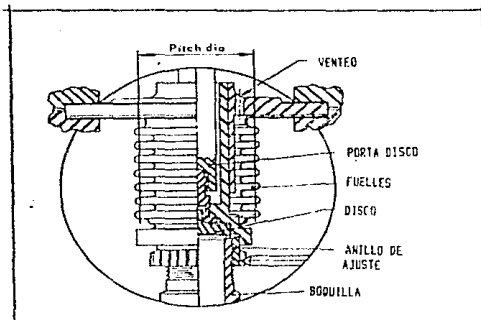


FIG 7.15 DETALLE DE FUELLES PARA LAS VALVULAS DE SEGURIDAD-RELEVO BALANCEADAS (53).

Este tipo de válvulas puede emplearse donde la contrapresión es constante o variable, en servicio de fluidos de carga de alta viscosidad y en servicios en tuberías de descarga de bombas.

d) Válvulas de seguridad-relevo operadas por piloto.

Las válvulas de seguridad-relevo operadas por piloto normalmente consisten de dos unidades básicas: una unidad de control o mecanismo piloto y la válvula de venteo principal. La válvula principal, emplea un pistón con un área de sección transversal mayor en la descarga que en la entrada, la válvula tipo piloto (que abre a la presión de relevo), carga la parte superior de este pistón con gas o líquido a la misma presión del proceso; de este modo el pistón tiene la misma presión en la parte superior que en el fondo, y el área mayor en la parte superior desarrolla una fuerza más grande para conducir el pistón hacia su asiento, de esta manera la válvula es cerrada, ver fig. 7.16.

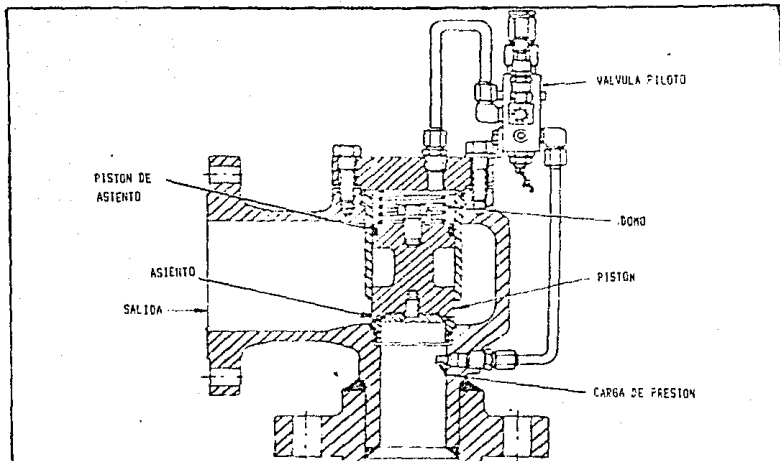


FIG. 7.16 VALVULA SEGURIDAD-RELEVO OPERADA POR PILOTO TIPO PISTON (53).

Las válvulas operadas por piloto son utilizadas primordialmente en servicios en los cuales se requiere un área de relevo de presión grande y una mínima diferencia entre la presión normal de operación del recipiente y la presión de ajuste de la válvula.

7.7.3 DIEMENSIONAMIENTO.

El factor mas importante a considerar para el dimensionamiento de un sistema de relevo, son las bases de diseño. Existen muchos factores que deben analizarse para determinar la capacidad de flujo que en un momento determinado deberá relevar la válvula, entre estos podemos mencionar:

- 1.- Exposición al fuego.
- 2.- Cierre de válvulas de bloqueo.
- 3.- Falla de válvula de control.
- 4.- Reacción química fuera de control.
- 5.- Falla de agua de enfriamiento.
- 6.- Error humano.

La condición más crítica que se pueda tener, deberá constituir la base de diseño para la válvula de relevo.

La industria estandarizada los tamaños de orificios y los ha identificado por letras, de la D a la T, teniendo áreas de orificios efectivas desde 0.11 hasta 26 plg² respectivamente. La tabla 7.2 muestra el área de orificio especificada para deferente letra.

TABLA 7.2 DESIGNACION Y AREA DE ORIFICIO EFECTIVA (C8).

LETRA	AREA DE ORIFICIO EFECTIVA (plg ²).	LETRA	AREA DE ORIFICIO EFECTIVA (plg ²).
D	0.110	L	2.853
E	0.196	M	3.600
F	0.307	N	4.340
G	0.503	P	6.380
H	0.785	Q	11.05
J	1.287	R	16.00
K	1.838	T	26.00

Para aire, vapor, y agua, el tamaño de orificio de la válvula de relevo puede encontrarse en tablas de capacidad de proveedores, si no se dispone de estas tablas el tamaño de orificio requerido puede calcularse mediante las siguientes ecuaciones:

para vapores y gases.

$$A = \left[\frac{W}{(C K K_b K_{rd} P_1)} \right]^{1/2} \left[\frac{T}{Z/M} \right] \quad (7.18)$$

Para líquidos.

$$A = \left[\frac{Q}{(23.56 K_{rd} K_p K_v K_w)} \right]^{1/2} \left[\frac{1}{(S_g/(P_1 - P_2))} \right] \quad (7.19)$$

Como una alternativa, W, puede expresarse como flujo de aire equivalente (SCFM). Una manera aceptable para convertir W en flujo de aire equivalente es: (ver código ASME secc.VIII apéndice 11)

$$\text{Aire equivalente (SCFM)} = \left[18.4 \frac{W}{(C K_b K_{rd})} \right]^{1/2} \left[\frac{T}{Z/M} \right] \quad (7.20)$$

Cuando se va a relevar un líquido que esta a una temperatura cercana a su punto de ebullición se presenta flujo a dos fases, tales sistemas involucran cálculos de flujo a dos fases complejos, los cuales quedan fuera del alcance de este trabajo.

7.8 DISCOS DE RUPTURA.

Un disco de ruptura es un dispositivo de relevo de presión que no vuelve a cerrar, constituido de un disco frágil, usualmente de metal grafito o materiales plásticos unidos entre bridas especiales, y de un espesor, diámetro, forma y material tal, que se romperá a una presión predeterminada. Estos dispositivos pueden utilizarse, para relevar materiales baratos e inertes, donde las pérdidas de presión se pueden tolerar o pueden usarse para ventear materiales altamente tóxicos venenosos o corrosivos a un quemador. La ventaja de los discos de ruptura para esta segunda aplicación es que no permitirán fuga bajo condiciones normales de operación.

Los discos de ruptura pueden utilizarse como un dispositivo primario o único, pero se debe recordar que una vez que el disco releve, el sistema queda abierto a la presión atmosférica hasta que este se reemplaza ver fig.7.17.

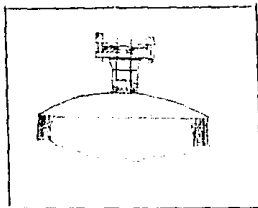


FIG.7.17 DISCO DE RUPTURA COMO UNICO DISPOSITIVO PRIMARIO.

Los discos de ruptura pueden utilizarse como un dispositivo de relevo suplementario o secundario cuando se usan válvulas de relevo como dispositivo primario, ver fig 7.18a

Las válvulas de relevo abrirán por sobrepresiones muy ligeras relevando pequeñas cantidades de material y volverán a cerrar el proceso al alcanzar las condiciones normales de operación. Los discos de ruptura no funcionarán a menos que se alcancen las condiciones más extremas. Cuando dichas condiciones se alcanzan, es común que el proceso se tenga que interrumpir, por lo tanto, en un sistema completo, las pérdidas de presión por los discos de ruptura no son una desventaja muy seria bajo estas circunstancias.

Los discos de ruptura pueden instalarse corriente arriba de una válvula de relevo protegiendola contra la corrosión cuando se

tenga un servicio extremadamente corrosivo. Los discos de ruptura pueden instalarse de igual manera corriente abajo de una válvula de relevo para protegerla contra la corrosión en sistemas donde los dispositivos de relevo estén conectados a un cabezal común. (Fig. 7.18a)

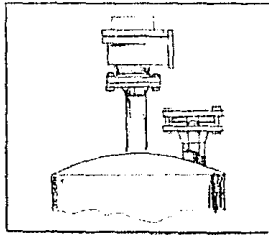


FIG. 7.18a DISCO DE RUPTURA COMO DISPOSITIVO SECUNDARIO DE PROTECCION.

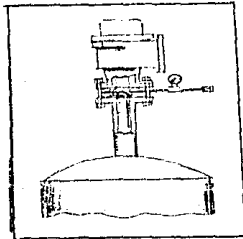


FIG 7.18 b DISCO DE RUPTURA INSTALADO EN SERIE CON UNA VALVULA DE RELEVO.

7.8.1 TIPOS

7.8.1.1 DISCO PRECURVADO DE CARA CONCAVA.

Es la forma más simple de disco de ruptura y esta constituida por una hoja delgada de metal o precurvada en dirección de la ruptura. La figura 7.19 muestra los diferentes tipos de discos de ruptura.

Las variaciones en la temperatura y presión tienen los más grandes efectos en este tipo de discos, por lo que el margen entre la presión de operación y ruptura debe ser grande.

7.8.1.2 DISCOS COMPUESTOS.

Este tipo tiene dos o mas componentes separados, (1) una sección precurvada con ranuras radiales o circunferenciales, (2) una sección de metal o plástico para el sello.

Estos discos son mas adecuados para sistemas a baja presión que los discos precurvados y son menos afectados por las variaciones de presión.

7.8.1.3 DISCOS DE DOBLADO INVERSO O CARA CONVEXA.

Este es un disco constituido por una hoja de metal delgada precurvada, diseñado para soportar la presión del lado convexo con cuchillas colocadas corriente abajo para perforar el disco cuando se incrementa la presión.

Pueden existir discos instalados de manera inversa que son marcados y evitan el empleo de navajas para efectuar la ruptura.

Experiencias recientes indican que los discos de cara invertida, con o sin navaja, no deben ser usados en sistemas donde se tengan líquidos solidificables, a menos que se tenga una fuente de sobrepresión que suministre un volumen de líquido suficiente para romper el disco completamente.

7.8.1.4 DISCOS MARCADOS DE CARA CONCAVA.

Estos discos son similares a los descritos en la secc. 7.8.1.1, los cuales incluyen marcas de varios tipos, estas marcas los hacen mas sensibles para rupturas a bajas presiones.

7.8.1.5 DISCOS MARCADOS DE CARA INVERTIDA.

Estos discos son instalados de manera similar a los discos de cara invertida, pero sin navajas ensambladas; puesto que, presentan marcas que los hacen mas sensibles.

7.8.1.6 DISCOS DE GRAFITO

Los discos de grafito están constituidos por una membrana plana soportada en sujetadores especiales. Estos discos son adecuados para servicios de presión pulsante y son usados para servicios sucios o corrosivos; así como, altas temperaturas.

Los discos de grafito no son recomendados para utilizarse con ácidos oxidantes concentrados, particularmente a altas temperaturas.

Estos discos están disponibles en intervalos nominales de 0.5 a 150 psig, con una temperatura de operación máxima permisible de 1000 °F (>40 °C). Existen diseños especiales de discos de grafito que soportan presiones de hasta 1500 psig.

7.8.2 EFECTOS DE LA TEMPERATURA.

Las temperaturas de operación y diseño juegan un papel muy importante en la selección de un disco de ruptura, debido a que al incrementar la temperatura, la resistencia del material decrece. Por esta razón, es muy difícil predecir a que temperatura el disco tendrá el tiempo exacto para que la presión de proceso alcance la presión de ruptura. Esto resulta costoso si el disco opera más caliente de lo esperado, ya que relevará antes; y es peligroso, si el disco opera a una temperatura inferior, pues relevará después.

7.8.3 DIMENSIONAMIENTO.

El dimensionamiento de los discos de ruptura para gases y líquidos está basado en las ecuaciones generales para el flujo de gases y líquidos, asumiendo una tubería corta y descarga libre.

Las siguientes ecuaciones pueden utilizarse para el dimensionamiento de los discos de ruptura si no se dispone de tablas o nomogramas para este fin, o si estos no son adecuados para la aplicación particular.
Para gas o vapor.

$$A = \{0.26 \text{ qs}/(C \text{ P1 Kbd})\}^{1/2} (H \text{ T Z}) \quad (7.20)$$

$$A = \{1.6 \text{ W}/(C \text{ P1 Kbd})\}^{1/2} (T \text{ Z}/M) \quad (7.21)$$

Las siguientes ecuaciones pueden utilizarse para líquidos de baja viscosidad (aprox <= 1000 SUS (Saybolt Universal Seconds)) a No. Reynolds relativamente altos.

$$A = 0.0438 \text{ Q}^{1/2} (\text{Sg}/\text{P}') \quad (7.22)$$

A medida que la viscosidad del líquido aumenta, el flujo disminuye, por lo que el área calculada por la ec. 7.22 debe ser corregida por un factor Kvd, como se indica a continuación.

a) determinar el No. de Reynolds.

$$R = 12750 Q / ((A)^{1/2} \gamma) \quad (7.23)$$

donde γ es la viscosidad del líquido en SUS.

b) determinar el correspondiente valor de Kvd del apéndice C7.

c) Calcular el área del orificio corregida.

$$A_c = A / Kvd \quad (7.24)$$

donde A es el área calculada utilizando la ec. 7.22.

Para vapor de agua saturado

$$A = W / (30 P_1) \quad (7.25)$$

Para vapor sobrecalentado

$$A = W(1 + 0.00065 \Delta t) / (30 P_1) \quad (7.26)$$

donde Δt es el número de grados de sobrecalentamiento en $^{\circ}F$

Para vapor húmedo.

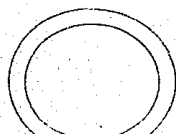
$$A = W (1 - 0.012 y) / (30 P_1) \quad (7.27)$$

donde y es el % de humedad en el vapor (100-% de calidad).

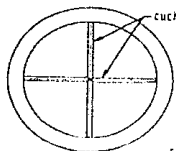
7.8.3.1 NOMOGRAMA PARA DIMENSIONAMIENTO.

Los códigos ofrecen reglas precisas para la instalación de discos de ruptura, y la mayoría de los fabricantes garantiza que las dimensiones de estos están de acuerdo a las capacidades y condiciones de operación fijadas; sin embargo, es necesario frecuentemente conocer las dimensiones de los discos mucho antes de que el fabricante concluya su diseño, para especificar las boquillas del recipiente, plano de tubería, etc. Los nomogramas mostrados en la figura 7.20 pueden ser utilizados para tal efecto, y están basados en las siguientes ecuaciones.

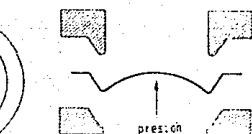
- para gases y vapores. $d = (W / (146 P_1^{1/2}))^{1/4} (1/M)$
- para líquidos. $d = 0.236 Q^{1/2} (Sg / P_1)^{1/4}$



VISTA DE PLANTA



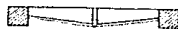
VISTA DE PLANTA



DISCO PRECURVADO DE CARA CONCAVA



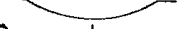
cubierta plastica protectora (opcional)



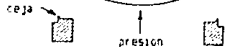
brida de seguridad de salida con cuchillas



disco de metal solido

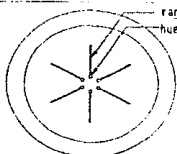


forro protector de teflon (opcional)

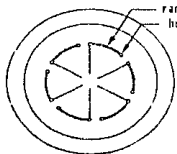


brida de seguridad de entrada

DISCOS DE CARA INVERTIDA



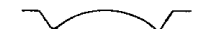
VISTA DE PLANTA



DISCOS COMPUESTOS



brida de seguridad de entrada



forro protector de teflon (opcional)



disco ranurado de metal



disco ranurado de sello cubierto con plástico



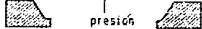
disco sólido de sello (plástico o metal)



soporte metálico de vacio opcional



forro protector de teflon (opcional)



brida de seguridad de entrada

FIG. 7.19 TIPOS DE DISCOS DE RUPTURA (52).

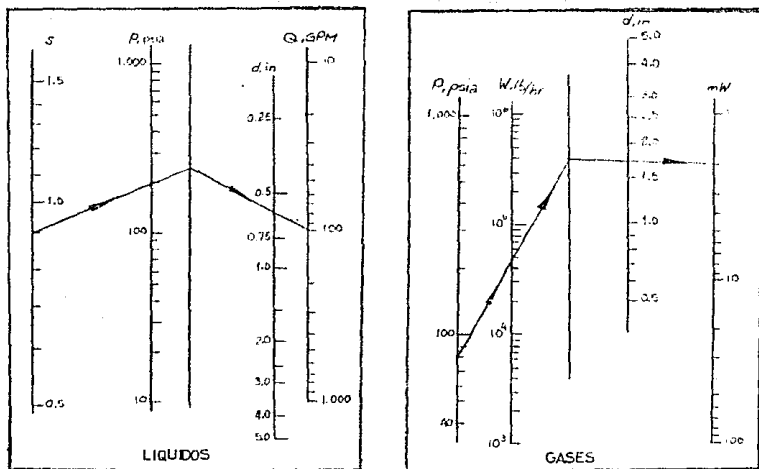


FIG.7.20 NOMOGRAMA PARA DETERMINAR EL AREA DE ORIFICIO REQUERIDO PARA GASES Y LIQUIDOS (38).

7.9 BOQUILLAS DE VENTEO.

La función primaria de los venteos es la prevención de la ruptura de recipientes a bajas presiones por sobrepresión, o colapso por vacío.

Las operaciones asociadas con los recipientes de almacenamiento a baja presión, pueden influenciar significativamente los requerimientos de seguridad y relevo. Estos requerimientos son:

1.- Operación normal.

- a) Relevo de presión en operaciones de llenado.
- b) Relevo de presión en operaciones de vacío.
- c) Venteo libre para líquidos no volátiles.
- d) Venteo de conservación para productos volátiles, combinado con un interruptor de flama en caso de inflamabilidad.

2.- Condiciones de emergencia.
a) Venteo de presión.

Las boquillas de venteo son localizadas preferentemente en un extremo de la parte superior del recipiente, respecto al drene en el fondo del extremo opuesto. Este arreglo es especialmente importante si la pendiente del recipiente dreña en este punto. En recipientes horizontales, el drene y el venteo pueden colocarse en cualquier parte del cuerpo cilíndrico donde el volante de una válvula pueda tener un acceso conveniente. En el caso que el registro de hombre estuviera ubicado en la parte superior del recipiente, la boquilla de venteo podrá localizarse en la cubierta de este registro. Los arreglos típicos para la ubicación del drene y el venteo se muestran en la figura 7.21.

Las boquillas de venteo pueden colocarse en las tuberías conectadas en la parte superior del recipiente. En este caso, el diámetro de la boquilla debe ser menor en uno o dos diámetros del tamaño de la tubería.

La mínima conexión que puede establecerse en forma bridada, corresponde a un diámetro comercial de 1.5 plg. (3.81 cm.); por tanto, este criterio es aplicable para boquillas de venteo.

La tabla 7.3 muestra el diámetro de la boquilla de venteo recomendada de acuerdo al diámetro del recipiente y su instalación.

TABLA 7.3 DIAMETRO DE LA BOQUILLA DE VENTEO RECOMENDADO DE ACUERDO AL DIAMETRO DEL RECIPIENTE Y SU INSTALACION.

DIAM. RECIPI. (FT)	DIAM. BOQUILLA (PLG)	INSTALACION
< 3	3/4	en tubería
3 - 6	1	en tubería
6 - 10	1 1/2	en tubería o recipiente
> 10	2	en tubería o recipiente

7.10 REGISTROS DE HOMBRE (MANHOLES).

El registro de hombre es un importante elemento que debe ser considerado en el diseño de recipientes, ya que permite efectuar las labores de mantenimiento, inspección y limpieza de los accesorios internos, a fin de garantizar su buen funcionamiento. La tabla 7.4 muestra las dimensiones del registro de hombre y cantidad requerida de acuerdo al diámetro del recipiente.

TABLA 7.4 DIAMETRO DEL REGISTRO DE HOMBRE Y CANTIDAD REUERIDA DE ACUERDO AL DIAMETRO DEL RECIPIENTE (1).

diam. del rec. (pies)	diam. del acceso (plg.)	cantidad
4	18	1
6	18	1
8	18	1
10	18	2
13	18	2
16	18	2

Para recipientes pequeños (D<4 pies) en algunas ocasiones es posible que una de las tapas pueda ser desmontable y servir así como registro de hombre.

El registro de hombre puede ser colocado en la parte superior, en un costado del cuerpo cilíndrico, o en un extremo del recipiente. La preferencia del diseñador determinará la localización de estos registros. Los aspectos a considerar para la ubicación de un registro de hombre son:

- El espacio existente entre el recipiente, equipo y tuberías.
- El acceso de plataformas (generalmente se requiere una plataforma si la línea central del registro de hombre es 12 pies (3.65 m) sobre una grada. La figura 7.22 muestra las alternativas para la ubicación de los registros de hombre.

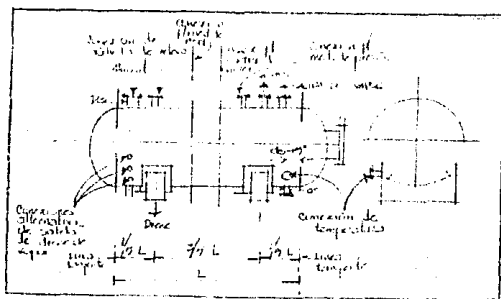


FIG 7.21 LOCALIZACION CONVENCIONAL DE BOQUILLAS (55).

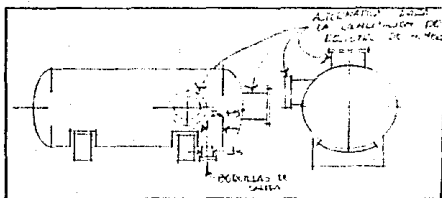


FIG. 7.22 ALTERNATIVAS DE UBICACION DE REGISTRO DE HOMBRE (55).

La figura 7.23 muestra la ubicación del registro de hombre y su plataforma.

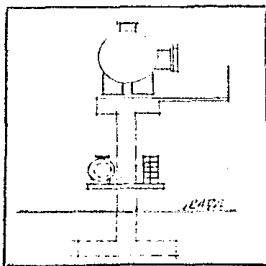


FIG. 7.23 ARREGLO PARA LA UBICACION DEL REGISTRO DE HOMBRE Y SU PLATAFORMA (55).

7.11 REGISTROS DE MANO (HANDHOLES).

En muchos equipos de proceso es necesario dar mantenimiento, limpieza e inspección a los accesorios internos, a fin de garantizar su buen funcionamiento. Los registros de mano permiten efectuar esta labor, y son usados generalmente en recipientes pequeños ($D < 4$ pies), en tal caso se requiere de dos unidades de

un diámetro de 6 plgs. La localización de los registros de mano, debe permitir al personal de mantenimiento la facilidad de acceso e inspección. Por esta razón se requiere tomar en consideración los incisos a y b de la sección 7.10 para la localización de estos registros. La preferencia del diseñador dictaminará la ubicación final de estos registros. El número de unidades empleadas, dependerá del espacio en el cual un trabajador pueda maniobrar satisfactoriamente dentro del recipiente. Normalmente el diámetro de acceso es de 6 plg.

Los registros de mano también son empleados para dar mantenimiento a los dispositivos de medición colocados en el interior del recipiente. Normalmente se coloca un registro de mano por cada dispositivo de medición que así lo requiera (por ejemplo electrodos de pH, medidores de temperatura o dispositivos de nivel); y se colocará lo más cercano a este para facilitar el acceso.

NOTACION DEL CAPITULO VII.

A	área neta del orificio, plg.2
Ap	área de sección transversal del tubo, ft2
C	constante de flujo para gas o vapor, Apéndice C1(usar C = 315 si cp/cv es desconocida)
d	diámetro, plg.
E	rugosidad relativa, adim. apéndice B3
f	factor de fricción, adim. apéndice B4
g	aceleración de la gravedad, 32.2 ft/s2.
k	exponente adiabático (relación cp/cv)
K	coeficiente de descarga de la válvula, adim (K = 0.95 para la mayoría de los usos).
Kb	factor de corrección por contrapresión, Apéndice C1 y C2.
Kbd	factor de corrección por contrapresión, Apéndice C6.
Krd	Coficiente de flujo para utilizarse si un disco de ruptura precede a una válvula de seguridad, Krd=0.8 (use Krd=1 si no hay disco).
Kp	factor de corrección por sobrepresión, Apéndice C3 (Kp=0.61 si la sobrepresión es igual al 10%).
Kv	factor de corrección por viscosidad, Apéndice C4 (Kv= 1 para líquidos con viscosidades menores de 1000 SUS (200 cp.) a las condiciones de flujo.)
Kvd	factor de corrección por viscosidad, Apéndice C7 (Kvd=1 para líquidos con viscosidades menores de 1000 SUS (200 cp.) a las condiciones de flujo.)
Kw	factor de corrección para contrapresión variable de gas o vapor (para válvulas de fuelle balanceado solamente), Apéndice C5.
L	longitud, ft
M	peso molecular, lb/lb mol
P1	presión absoluta de relevo (presión de ajuste + sobrepresión + 14.7), psia.
P2	Contrapresión (contrapresión (psig) + 14.7), psia.
P'	presión de relevo (presión de ruptura, psig + sobrepresión), psig.
P	presión absoluta, psia.
ΔP	caída de presión en la tubería, psi.
Q	flujo volumétrico, gpm.
qs	flujo de gas en condiciones estándar (14.7 y 60 F), ft3/min.
R	constante de los gases R=1544/M.
S	esfuerzo permisible, psi.
Sg	gravedad específica
T	temperatura absoluta, R
v	velocidad permisible, ft/s
W	flujo másico, lb/hr
X	módulo de Lockhart-Martinelli

DISEÑO HIDRAULICO
Y ESPECIFICACION

CAPITULO VIII

SELECCION DE MATERIALES DE CONSTRUCCION

DE RECIPIENTES
DE PROCESO

del material frente al fluido manejado. Un estudio más detallado para la selección de estos, debe incluir todos los factores mostrados en la figura 8.1, lo cual traería como resultado un trabajo muy extenso dada la cantidad de información existente. Por esta razón, un estudio de esta magnitud queda fuera del alcance de este trabajo.

8.1 CORROSION.

Los metales normalmente empleados en la construcción de equipos de proceso sufren un deterioro a causa de su interacción con el medio ambiente; es decir, estos tienden a retornar a su estado natural combinado, el cual posee una menor energía, esta tendencia es conocida como corrosión.

La corrosión se inicia por la formación de una microcelda electroquímica en la cual una parte del metal actuará como ánodo y otra como cátodo, cuando este expuesto a un medio conductor, y esta puede manifestarse de muy diversas maneras:

- Corrosión uniforme.
- Corrosión galvánica.
- Erosión-corrosión.
- Cavitación.
- Picadura.
- Corrosión por grietas.
- Exfoliación.
- Desaleación.
- Corrosión intergranular.
- Corrosión por esfuerzo de ruptura.
- Corrosión por fatiga.

A continuación se hará una breve descripción de algunas de las formas de corrosión más comúnmente encontradas. Si se desea estudiar más detalladamente sobre estos tipos de corrosión se recomienda consultar la referencia 47.

8.1.1 CORROSION UNIFORME.

Este tipo de corrosión es el más común y simple, y se caracteriza por una pérdida general del material sobre toda la superficie del material expuesta al medio corrosivo. Este tipo de corrosión puede ocurrir en un medio seco o mojado.

8.1.2 CORROSION GALVANICA.

La corrosión galvánica es causada por el contacto de dos metales distintos en un medio conductor, creando una celda electroquímica. Un metal actúa como cátodo y otro como ánodo, el metal que actúa como ánodo será el atacado preferentemente.

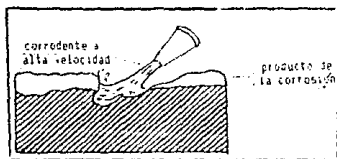


FIG. 8.4 EROSION-CORROSION.

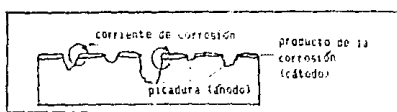


FIG. 8.5 CORROSION POR PICADURA.

8.1.5 CORROSION POR GRIETAS.

Cuando dos superficies metálicas son puestas en contacto pero no son selladas para protegerlas de un medio corrosivo los espacios entre las superficies son susceptibles a la corrosión por grietas. Cuando el medio corrosivo se introduce en estos espacios, su concentración se incrementa dentro del espacio entre los dos metales, generando un gradiente de concentración de cada uno de los iones de tipo metálico y oxígeno, creando una celda electroquímica resultado de la corrosión por grietas.

8.1.6 EXFOLIACION.

Cuando un metal expuesto a un medio corrosivo y se desprende en forma de capas laminares, a este proceso se le llama

exfoliación. El ataque es direccional a lo largo de la superficie metálica.

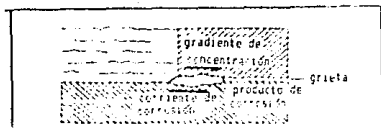


FIG. 8.6 CORROSION POR GRIETAS.

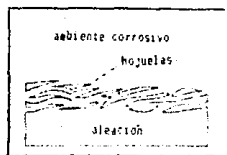


FIG. 8.7 EXFOLIACION.

8.1.7 CORROSION POR FATIGA.

Cuando el metal experimenta pequeños golpes debidos a un ciclo de carga mecánica y es expuesto a un medio corrosivo, este es susceptible a quebrarse debido a la corrosión por fatiga. La combinación de una carga ciclica y un medio corrosivo es más grave que el daño causado por cada uno de ellos por separado.

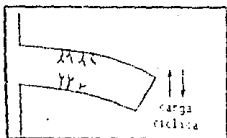


FIG. 8.8 CORROSION POR FATIGA.

8.2 SELECCION DEL MATERIAL DE CONSTRUCCION.

El método más común y económico para prevenir la corrosión es la selección del metal o aleación apropiada para un servicio corrosivo particular. Este es el método más importante para reducir o prevenir los problemas de corrosión,

Existe una gran variedad de materiales, desde el platino hasta el concreto, que pueden utilizarse para la construcción de puentes, automóviles, equipos de proceso, etc.. La selección de estos debe tomar en cuenta las propiedades químicas (resistencia a la corrosión) de los materiales; sin embargo, la selección final de estos debe tomar en cuenta las propiedades mecánicas y físicas; así como, un estudio económico. El material que reúna las mejores características de resistencia a la corrosión, resistencia mecánica, disponibilidad y costo será el mejor para la construcción del equipo deseado, sin embargo, como se mencionó al principio del capítulo, la evaluación de todas estas características involucra un estudio más profundo sobre los materiales de construcción y sus propiedades por lo que el alcance de este trabajo sólo involucrará la selección del material de construcción a partir de su resistencia a la corrosión frente al fluido a manejar, para ello en el apéndice D se presenta una tabla donde se agrupan una amplia variedad de materiales que pueden emplearse para la construcción de los equipos, y se dan las condiciones en las que estos pueden emplearse sin riesgo.

A continuación se presentan como una información adicional al tema, diferentes métodos alternativos que pueden utilizarse en conjunto con la selección del material para proteger a los equipos contra el ataque de la corrosión.

8.3 SOBRE ESPESOR POR CORROSION.

Dado que la corrosión es una acción penetradora es necesario tomar precauciones para esta reducción en espesor. En general el espesor de pared es usualmente el doble que el espesor requerido para proporcionar al equipo la vida deseada. Por ejemplo, si es requerido un tanque con un periodo de vida de 10 años y la mejor estimación de la vida de corrosión es 1/8 de plg. por 10 años (velocidad de corrosión aproximadamente de 12 mpy), el tanque debe diseñarse con un espesor de pared de 1/4 de plg. Dicho diseño permite que se tengan algunas variaciones en la profundidad de penetración en la corrosión uniforme que en la mayoría de los casos no es completamente uniforme.

El espesor de pared debe considerar también los requerimientos mecánicos tales como presión, peso y consideraciones de esfuerzos.

Cuando el material de construcción adecuado para un equipo determinado resulte muy caro, un diseño alternativo se puede tener, seleccionando un material más barato pero con un sobreespesor por corrosión adecuado para dar al recipiente el periodo de vida requerido.

Se recomienda como criterio general, el proporcionar siempre un sobreespesor por corrosión al determinar el espesor de pared de un equipo.

La velocidad de corrosión es expresada como mpy (milésimas de plg. por año), la cual es característica del material respecto al fluido manejado. En aplicaciones industriales, se considera que la vida útil de un metal que será usado para la fabricación de un recipiente es de 10 años. Cuando se tienen datos de velocidad de corrosión, el sobreespesor puede calcularse con la siguiente ecuación, considerando que la vida útil es de 10 años.

$$tc = mpy (0.01) \quad (8.1)$$

Cuando no se cuenta con datos de velocidad de corrosión deben consultarse los códigos API o el ASME para la determinación de los sobreespesores recomendados.

Los criterios para determinar la utilidad de un material en base a su velocidad de corrosión se muestran en la tabla 8.1

TABLA 8.1 CRITERIOS PARA LA UTILIDAD DE UN MATERIAL DE ACUERDO AL mpy (47).

VELOCIDAD DE CORROSION	OBSERVACIONES
Menor de 2 mpy	excelente resistencia
2 - 10 mpy	buena resistencia
10 - 20 mpy	resistencia aceptable
20 - 50 mpy	resistencia pobre
Mayor de 50 mpy	severa corrosión

8.4 RECUBRIMIENTOS.

Cuando el material de construcción resulte muy costoso para adicionar un sobreespesor por corrosión elevado, una alternativa de diseño involucra la selección de un material menos costoso y la utilización de un recubrimiento. Este método de protección contra la corrosión requiere del conocimiento y experiencia por parte del diseñador, en cuanto al comportamiento del recubrimiento frente al fluido; así como, el método de aplicación para proporcionar el espesor requerido de este.

Un recubrimiento es una capa de un material (metal, orgánico o inorgánico) de espesor pequeño, cuya función es aislar al material de construcción de su atmósfera circundante. Esta capa de recubrimiento debe ser altamente resistente a la corrosión.

Existen varios tipos de recubrimientos como son: recubrimientos metálicos, orgánicos e inorgánicos, que se describirán a continuación.

8.4.1 RECUBRIMIENTOS METALICOS.

Los metales, y en algunas ocasiones sus aleaciones, pueden aplicarse como recubrimientos. Los espesores de estos tipos de recubrimientos son del orden de un cienmilésimo de plg. (0.00001) y no mayores de 1/4 de plg., este dependerá del método utilizado para su aplicación.

Los recubrimientos metálicos pueden dividirse en dos grupos: Anódicos.- El metal que se utilizara como recubrimiento es más activo que el metal a proteger.

Catódicos.- El metal que se utilizara como recubrimiento es más noble que el metal a proteger.

Si el recubrimiento es anódico y una pequeña hendidura en la cubierta expone la base metálica, el recubrimiento del metal más activo lo protegerá galvánicamente; mientras que, un recubrimiento de metal más noble puede acelerar el ataque en el sitio descubierto y provocar una picadura. Esto es importante al considerar la técnica de aplicación del recubrimiento, pues un poro o un defecto en la cubierta será más peligroso si el recubrimiento es un metal más noble que la base. Por otra parte una cubierta más activa tiene la ventaja de corroerse más rápidamente protegiendo la base metálica galvánicamente. Por tanto los metales activos deben recubrirse con capas gruesas, esto puede ser grave desde el punto de vista económico. Una cubierta de metal noble requiere de capas gruesas para minimizar la porosidad.

Los recubrimientos metálicos pueden aplicarse por:

- a) electrodeposición
- b) rociado de metales
- c) inmersión en caliente
- d) deposición de vapores

a) La electrodeposición se efectúa por la inmersión de la pieza que se desea proteger en una celda electrolítica, donde el electrolito debe contener iones que formará el recubrimiento, la mayoría de estos iones generalmente, pero no siempre, provienen de un ánodo hecho del metal del recubrimiento.

b) El rociado de metales involucra el rociado de gotas de metal fundido sobre la superficie por recubrir. Puede usarse una gran variedad de metales y los espesores que se pueden conseguir van de 0.002 a 0.1 plg. Los depósitos son porosos, pero pueden eliminarse utilizando una cubierta de pintura.

c) La inmersión en caliente involucra la sumersión de la pieza que va a ser recubierta en un baño donde el revestimiento está fundido, el cual necesariamente debe tener un menor punto de fusión que la pieza a recubrir. Esta técnica se utiliza para recubrir piezas con cubiertas relativamente gruesas.

d) La deposición de vapores está acompañada por una cámara de alto vacío donde el metal que será el recubrimiento es vaporizado por calentamiento eléctrico y los vapores se depositan sobre las partes a ser recubiertas. Este método es más costoso que los anteriores, por lo que su uso es limitado.

8.4.2 RECUBRIMIENTOS INORGANICOS.

Los recubrimientos inorgánicos más utilizados son: la porcelana y el vidrio. Los esmaltes de porcelana y cubiertas de vidrio son fundidos sobre los metales para protegerlos. Los esmaltes de porcelana se aplican comúnmente al acero y aluminio en espesores que oscilan entre 0.004 a 0.01 plg. y se aplican primordialmente al hierro y aleaciones con base de níquel. Las limitaciones principales de estos recubrimientos son su fragilidad y susceptibilidad al rompimiento por choques térmicos.

Los recubrimientos inorgánicos son aplicados o formados por rociado, difusión o conversión química.

Los recubrimientos por difusión involucran un tratamiento térmico para ocasionar la formación de una aleación por difusión de un metal en el otro, este método también es conocido como aleación superficial.

Los recubrimientos por conversión química son producidos por la corrosión de la superficie del metal para formar una capa de óxido sobre su superficie, la cual es más resistente a la corrosión que el metal.

8.4.3 RECUBRIMIENTOS ORGANICOS.

Los recubrimientos orgánicos son constituidos básicamente por pinturas o resinas.

a) La electrodeposición se efectúa por la inmersión de la pieza que se desea proteger en una celda electrolítica, donde el electrolito debe contener iones que formara el recubrimiento, la mayoría de estos iones generalmente, pero no siempre, provienen de un ánodo hecho del metal del recubrimiento.

b) El rociado de metales involucra el rociado de gotas de metal fundido sobre la superficie por recubrir. Puede usarse una gran variedad de metales y los espesores que se pueden conseguir van de 0.002 a 0.1 plg. Los depósitos son porosos, pero pueden eliminarse utilizando una cubierta de pintura.

c) La inmersión en caliente involucra la sumersión de la pieza que va a ser recubierta en un baño donde el revestimiento esta fundido, el cual necesariamente debe tener un menor punto de fusión que la pieza a recubrir. Esta técnica se utiliza para recubrir piezas con cubiertas relativamente gruesas.

d) La deposición de vapores esta acompañada por una cámara de alto vacío donde el metal que será el recubrimiento es vaporizado por calentamiento eléctrico y los vapores se depositan sobre las partes a ser recubiertas. Este método es más costoso que los anteriores, por lo que su uso es limitado.

8.4.2 RECUBRIMIENTOS INORGANICOS.

Los recubrimientos inorgánicos más utilizados son: la porcelana y el vidrio. Los esmaltes de porcelana y cubiertas de vidrio son fundidos sobre los metales para protegerlos. Los esmaltes de porcelana se aplican comunmente al acero y aluminio en espesores que oscilan entre 0.004 a 0.01 plg. y se aplican primordialmente al hierro y aleaciones con base de níquel. Las limitaciones principales de estos recubrimientos son su fragilidad y susceptibilidad al rompimiento por choques térmicos.

Los recubrimientos inorgánicos son aplicados o formados por rociado, difusión o conversión química.

Los recubrimientos por difusión involucran un tratamiento térmico para ocasionar la formación de una aleación por difusión de un metal en el otro, este método también es conocido como aleación superficial .

Los recubrimientos por conversión química son producidos por la corrosión de la superficie del metal para formar una capa de óxido sobre su superficie, la cual es más resistente a la corrosión que el metal.

8.4.3 RECUBRIMIENTOS ORGANICOS.

Los recubrimientos orgánicos son constituidos básicamente por pinturas o resinas.

Este tipo de recubrimientos involucra una barrera relativamente delgada entre el material y el medio ambiente.

La limitación que presentan estos recubrimientos radica en la exposición de este recubrimiento a productos capaces de deteriorarlo.

Las pinturas son recubrimientos cuya composición son pigmentos que forman una película líquida sobre una superficie y posteriormente se endurecen formando un recubrimiento sólido, estas pinturas aíslan completamente al metal del corrosivo.

Las pinturas normalmente consisten de:

- 1.- Pigmento (óxidos metálicos)
- 2.- Base o vehículo
- 3.- Secador
- 4.- Solvente o thinner

El secador puede acelerar la oxidación y/o polimerización en la etapa de secado. El solvente es un líquido volátil que permite una protección adecuada y una fácil aplicación de la pintura y después se evapora rápidamente.

El vehículo puede ser:

- a) Un aceite natural que cuando es expuesto al aire se oxida y polimeriza formando un sólido.
- b) Una resina sintética que se seca por evaporación del solvente en que esta disuelta o por polimerización.

La aplicación apropiada de estos recubrimientos involucra la consideración de tres factores importantes:

- 1.- Preparación de superficie
- 2.- Selección del primer
- 3.- Selección del descubrimiento exterior

Los recubrimientos orgánicos también pueden ser resinas pulverizadas (epoxis, vinílicas, etc.) que generalmente son aplicadas por calentamiento de la superficie a cubrir.

8.5 CONTROL POR VARIABLES DE PROCESO.

En muchas plantas químicas la corrosión puede disminuir o aún ser eliminada mediante la revisión o ajuste de las variables de proceso, para lo cual debe conocerse muy bien el efecto de estas variables sobre los materiales. A continuación se muestran algunas de las variables de proceso que más influencia tienen sobre la corrosión de los materiales:

- Temperatura
- Concentración del material manejado
- Impurezas
- pH
- Grado de aereación
- Velocidad
- Inhibidores
- Inicio y paro de actividades

8.5.1 TEMPERATURA.

El control de la temperatura es uno de los principales métodos para reducir la corrosión, ya que un incremento en la temperatura incrementará la corrosión, aunque existen excepciones puesto que la concentración de oxígeno en una solución disminuye al incrementar la temperatura (particularmente cerca del punto de ebullición). Si el oxígeno se remueve por la ebullición, la reacción catódica se detiene por lo que se reduce la reacción anódica donde el metal se disuelve.

8.5.2 CONCENTRACION DEL MATERIAL MANEJADO.

A medida que se incrementa la concentración del corrodente, la velocidad con la cual se corroe aumenta; en algunos casos esto no es cierto, puesto que la velocidad de corrosión no siempre aumenta con la concentración, sino que en algunos casos dependerá de rangos de concentración. En muchos procesos es posible el control de la composición de un producto para minimizar la corrosión sin deteriorar la eficiencia del proceso.

8.5.3 IMPUREZAS.

Las impurezas pueden tener efectos benéficos o devastadores en un proceso, pues estas pueden actuar como inhibidores siempre y cuando se encuentren en la cantidad adecuada.

8.5.4 pH.

El pH es un factor muy importante en la corrosión, a pH's menores la acidez de una sustancia aumenta y por consiguiente su poder corrosivo. Una de las maneras de controlar la corrosión consiste en neutralizar las soluciones ácidas con alcalis incrementando su pH y reduciendo su corrosividad.

8.5.5 GRADO DE AEREACION.

La incorporación de oxígeno (usualmente en forma de aire) puede incrementar, disminuir o no tener efecto en la corrosión de los materiales. Los metales que no muestran pasividad y que son corrosivos, la velocidad de corrosión será mayor a medida que el contenido de oxígeno en la solución aumenta. La velocidad de corrosión de los materiales que muestran pasividad también aumentará si estos están activamente corroídos. La pasividad es un tratamiento que se da a los metales, exponiéndolos a un medio oxidante fuerte para formar en ellos una película que los protege de la corrosión.

8.5.6 VELOCIDAD.

para comprender los efectos de la velocidad, debe recordarse que la corrosión es controlada por la polarización en los ánodos y cátodos. Hay dos tipos principales de polarización que son: activación y concentración.

La polarización por activación es resultado de una reacción química lenta que ocurre en el ánodo o cátodo.

La polarización por concentración es la disminución de la reacción debido a la dificultad en la difusión de especies desde o hacia el electrodo.

La velocidad de flujo en una corriente no tiene efecto cuando el proceso está completamente bajo control de la polarización por activación. Cuando la corrosión está controlada por difusión, la velocidad puede tener grandes efectos.

8.5.7 INHIBIDORES.

El efecto de un inhibidor puede reducir los daños ocasionados por la corrosión cuando cantidades relativamente pequeñas de estos se encuentran en el corrodente. El uso de inhibidores puede traer problemas secundarios como contaminación del producto (particularmente importante en la industria alimenticia), pueden pasar otra sección del proceso donde pueden incrementar la corrosión, o bien inhibir un proceso de reacción, así como la corrosión misma.

8.5.8 INICIO Y PARO DE ACTIVIDADES.

Muchos problemas de corrosión no se ocasionan cuando la planta está operando; frecuentemente pueden deberse a irregularidades en las condiciones de operación durante el inicio y/o paro de actividades. Algunos de estos problemas que se presentan al inicio de operaciones son: una temperatura de operación alta, una concentración variable del corrodente, una inadecuada distribución de inhibidores, una remoción incompleta de oxígeno, etc.

Los problemas durante el paro de actividades son: una inadecuada limpieza del equipo para remover residuos del proceso, lo cual podría localizar una corrosión localizada (picadura).

8.6 CONTROL ELECTROQUIMICO.

La detección o reducción de la corrosión mediante el control de variables electroquímicas como densidad de corriente y potencial es muy conocido. Las dos técnicas en que se tendrá particular atención son:

- Protección catódica
- Protección anódica

8.6.1 PROTECCION CATODICA

La protección catódica consiste en hacer que el metal a proteger actúe como un cátodo, eliminando de este modo las áreas que pueden actuar como ánodo, es decir polarizándolo. La protección catódica frecuentemente se usa junto con la aplicación de recubrimientos, lo cual reduce la capacidad de corriente y costo del sistema. Hay dos tipos de protección catódica:

a) Corriente impuesta.

Ese tipo de protección catódica consiste en hacer pasar a través de la estructura metálica una corriente eléctrica igual o mayor que la que fluye del metal cuando es corroído. Este tipo de protección está constituida por una fuente de corriente directa suficientemente grande que conecta al metal a proteger (que actúa como cátodo) y a un electrodo que actúa como ánodo. La manera usual de hacer esto es mediante un rectificador de corriente alterna. Esto se muestra en la figura 8.9 .

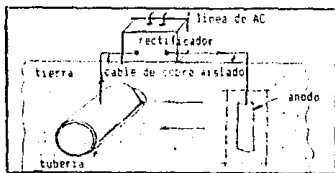


FIG.8.9 PROTECCION CATODICA MEDIANTE CORRIENTE IMPUESTA (47)

El ánodo puede ser un material inerte y que se puede deteriorar y ser reemplazado en un intervalo de tiempo. Los materiales típicos son: hierro viejo, carbon, silicon-hierro, acero inoxidable, platino, etc. El ánodo es un recipiente lleno de carbón o yeso para mejorar el contacto eléctrico entre este y la tierra que lo rodea.

b) Protección galvánica o ánodo de sacrificio.

En la protección galvánica se usa como ánodo un metal más activo que el que conforma la estructura metálica a proteger, esto suple la corriente necesaria para detener la corrosión. Este metal más activo es llamado ánodo de sacrificio. Los metales más comúnmente empleados como ánodo de sacrificio son: magnesio, aluminio, zinc, etc. La figura 8.10 muestra una conexión típica de este tipo de protección.

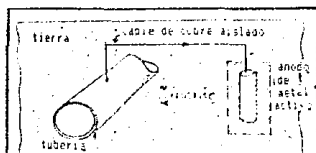


FIG. 8.10 PROTECCION GALVANICA O ANODO DE SACRIFICIO (47).

8.6.2 PROTECCION ANODICA.

En esta técnica se ajusta el potencial del metal de tal manera que se corroa más lentamente debido a su pasividad. Esta técnica es aplicable a metales y aleaciones que muestran un comportamiento activo pasivo.

En la protección anódica se induce al metal a pasar al estado pasivo con la ayuda de un circuito externo. Para saber si un metal puede protegerse anódicamente, debe establecerse como primera instancia la curva de polarización anódica del metal, utilizando las condiciones más cercanas posible a las que se esperan en la operación normal.

Haciendo una comparación entre los dos métodos, las principales diferencias que favorecen la protección catódica son:

- 1.- Aplicable a todos los metales, no solo aquellos que muestran pasividad.
- 2.- Aplicable donde no existe fuente de poder mediante el uso de un ánodo de sacrificio.
- 3.- Bajo costo de instalación.
- 4.- El método esta bien establecido.

Las diferencias que favorecen la protección anódica son:

- 1.- Pueden colocarse corrodentes más agresivos.
- 2.- Los costos de operación son menores.

3.- Mas sencillo de predecir la factibilidad y diseño.

Ambos métodos pueden aplicarse a estructuras ya existentes, aún si estas son inaccesibles (bajo tierra), así mismo, pueden ser utilizadas para evitar la corrosión localizada, pero no son útiles si se manejan sustancias no electrolíticas y en la atmósfera.

8.7 DISEÑO ADECUADO.

La corrosión ocasionada por grietas, corrosión galvánica, erosión y la corrosión ocasionada por esfuerzos pueden ser controladas mediante un diseño adecuado de los equipos de proceso. A continuación se dan algunas reglas a considerar en el diseño de los equipos.

Para evitar la corrosión por picadura en el fondo de los recipientes, se debe permitir un completo drenado, lo cual repercute en el diseño del drene como se muestra en la figura 8.11.

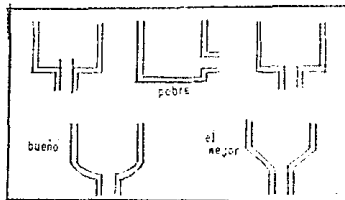


FIG. 8.11 DISEÑO DE UN DRENE PARA PREVENIR LA CORROSION EN UN RECIPIENTE (47).

Cuando se hacen las soldaduras del equipo debe asegurarse que no queden espacios libres o huecos, para evitar que estos sirvan como depósito de material corrosivo. Esto se muestra en la fig. 8.12.

Para evitar la corrosión galvánica, se presentan las siguientes medidas:

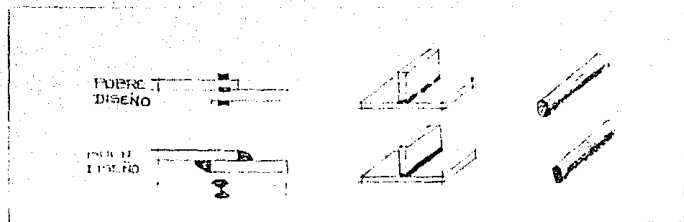


FIG. 8.12 PROBLEMAS DE CORROSION POR EFECTO DE SOLDADURA (40)

- 1.- Eliminar contactos entre metales diferentes. En un par metálico, el metal más activo actúa como ánodo de la celda de corrosión y se corroe más rápidamente que si estuviera solo; mientras que el metal más noble actuará como cátodo y se corroerá a una velocidad menor.
- 2.- Evitar un efecto de área desfavorable. Si el área del metal activo es más pequeña comparada con la del metal más noble este se corroerá a una velocidad mayor.
- 3.- Utilizar aislante para romper el circuito entre dos metales en contacto (ver figura 8.13).

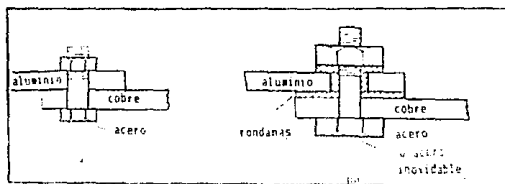


FIG.8.13 UTILIZACION DE AISLANTES PARA EVITAR LA CORROSION GALVANICA (41).

- 4.- Cuando sea necesario un par metálico estos deben estar lo más cerca posible en la serie galvánica. La diferencia de potencial entre diferentes pares de metales puede medirse para un medio circundante determinado. Estas diferencias de potencial son

ordenadas en lo que se conoce como serie galvánica. Dicha serie, para varios metales y aleaciones en agua de mar se muestra en la tabla 8.2. Cuando se usa una serie, una regla general es que la corrosión galvánica ocurrirá más probablemente si los metales que se ponen en contacto se encuentran más distantes uno de otro en la serie.

TABLA 8.2 SERIE GALVANICA EN AGUA DE MAR A TEMPERATURA AMBIENTE.

ACTIVIDAD	MATERIAL
MÁS INACTIVO	Platino
	Oro
	Titanio
	Aleación C (Ni-Cr-Mo)
	Aleación 20
	Serie 300 Ac.Inox. (pasivo)
	Serie 400 Ac.Inox. (pasivo)
	Aleaciones Ni-Cu
	Bronce
	Cobre
MÁS ACTIVO	Latón
	Plomo
	Ac.Inox. (activo)
	Hierro vaciado
	Acero
	Cadmio
	Aluminio
	Zinc
	Magnesio

5.- Cuando sea necesario un par metálico puede ponerse un tercer metal en contacto con los dos metales en cuestión. Este tercer metal debe ser más activo que los otros dos para que este se corra y no la estructura a proteger.

Para evitar la corrosión por erosión en los recipientes ocasionada por la incidencia de un fluido sobre el metal pueden utilizarse manpuercas de choque. Debido a que la corrosión por erosión es una forma de corrosión localizada, es útil diseñar las áreas que se sabe son susceptibles a este ataque, de manera tal que puedan reemplazarse con el mínimo de esfuerzo.

Para evitar la corrosión por esfuerzos como regla general se deben remover mediante el relave de esfuerzos, los sitios donde se localizan tensiones o esfuerzos muy elevados siempre que sea posible. La introducción de esfuerzos por compresión algunas veces se utiliza para minimizar la corrosión debida a los esfuerzos por ruptura.

DISEÑO HIDRAULICO
Y ESPECIFICACION

CAPITULO IX
EJEMPLOS DE APLICACION

DE RECIPIENTES
DE PROCESO

CAPITULO IX.

EJEMPLOS DE APLICACION

9.1 RECIPIENTES ACUMULADORES DE LIQUIDO.

Se desea dimensionar un tanque de balance que sera usado para la alimentación a una torre de destilación cuyas características son:
 flujo de 50gpm de una mezcla de 80% de metanol y 20% de agua, a una presión de 50 psig y una temperatura de 125°F, una corrosión permisible de 0.025 plg. Se espera que las condiciones máximas de presión y temperatura serán 60 psig y 150 °F respectivamente.

9.1.1 METODO DE FRIEDMAN-MURTHA.

$$tr = 8 \text{ min.} / 2 = 4 \text{ min.} \quad L/D = 3$$

$$Vd = 4 \text{ min (50 gpm)} / 7.48 = 26.74 \text{ ft}^3 \quad (4.1)$$

$$D = (4(26.74) / (\pi \cdot 3))^{1/3} = 2.25 = 2.5 \quad (4.2)$$

nivel máximo (HLL)=7 plg.=0.58 ft
 nivel mínimo (LLL)=6 plg.=0.50 ft

$$Ac1=0.8634 \quad Ac2=0.6990$$

$$Vr=7.5(4.9007 - (0.8634 + 0.6990)) = 25.09 \text{ ft}^3 \quad (4.4)$$

$$Vr/Va = 25.09 / 26.74 = 0.938 < 2 \text{ por tanto se incrementa el diámetro}$$

$$D=3 \text{ ft}$$

$$Ac1=0.9578 \quad Ac2=0.7747$$

$$Vr=9(7.0686 - (0.9578 + 0.7747)) = 48.024 \text{ ft}^3$$

$$Vr/Va = 48.024 / 26.74 = 1.796 < 2 \text{ por tanto se incrementa el diámetro}$$

$$D=3.5 \text{ ft}$$

$$Ac1=1.0439 \quad Ac2=0.8447$$

$$Vr=10.5(9.6211 - (1.0439 + 0.8447)) = 81.2 \text{ ft}^3$$

$$Vr/Va = 81.2 / 26.74 = 3.036 > 2 \text{ por tanto el diámetro del recipiente es 3.5 ft y } L=10.5 \text{ ft.}$$

9.1.2 METODO MODIFICADO DE FRIEDMAN-MURTHA.

$$tr=8 \text{ min.} \quad (\text{sección 3.1})$$

$$Va=8(50)/7.48=53.47 \text{ ft}^3$$

$$D=(4(53.47)/(\pi \cdot 3))^{1/3} = 2.53 = 3 \text{ ft}$$

HLL=0.58 ft
 LLL=0.50 ft
 Ac1=0.9578

Ac2=0.7747

$Vr=9(7.0686-(0.9578+0.7747))=48.024 \text{ ft}^3$

$Vr/Va=48.024/53.47=0.89$

$Vr < Va$ por lo que se incrementa el diámetro

D=3.5 ft
 Ac1=1.0439

Ac2=0.8447

$Vr=10.5(9.6211-(1.0439+0.8447))=81.2 \text{ ft}^3$

$Vr/Va=81.2/53.47=1.518$

$Vr > Va$ por tanto las dimensiones del recipiente son:

D=3.5 ft L=10.5

9.1.3 METODO DE FACTORES SUCESIVOS

tr=8 min.

L/D=3

HLL=0.80 ft

LLL= 0.50 ft

Va=53.47 ft³

Vd=53.47(1.2429)=66.46 ft³

$D=(4*66.46/(\pi^3))^{1/3}=3.04 \text{ ft}$

de la figura 4.2 fc=1.337

$D=(4*53.47*1.337/(\pi^3))^{1/3}=3.115 \text{ ft}$

de la figura 4.2 fc=1.33

$D=3.115*(1.33/1.337)^{1/3}=3.11 \text{ ft}$

3.115=3.11

de esta manera las dimensiones del recipiente son:

D=3.5 ft

L=10.5 ft

HLL=2.8 ft

LLL=0.5 ft

NLL=0.5+0.6(2.8-0.5)=1.88 ft

HHA=0.5+0.8(2.8-0.5)=2.34 ft

LLA=0.5+0.25(2.8-0.5)=1.075 ft

HHLA=0.5+0.85(2.8-0.5)=2.455 ft

9.1.4 ESPESOR DE PLACA PARA EL RECIPIENTE

Del apéndice D1 se obtiene que el material es Acero al carbón.

Para acero al carbón esp. SA-283-C, Se tiene:

Pd=60 psi; S=90 psi

(Sección 9.6)

Td=150°F; F=175°F

S=12 700 lb/in²

E=0.85

$t/12=P*D/(2SE-1.2P)+tc/12$

(3.2)

$t/12=90 \times 3.5 / (2 \times 12700 \times 0.85 - 1.2 \times 90) + 0.025 / 12$
 $t/12=0.0167 \text{ ft}$
 $t=0.2 \text{ plg.}$ De la tabla 3.4 se determina que:
 $t \text{ com}=1/4 \text{ plg.} = 0.25 \text{ plg.}$

9.1.5 DIMENSIONAMIENTO DE BOQUILLAS Y CONEXIONES.

9.1.5.1 BOQUILLAS DE ALIMENTACION Y DESCARGA.

$Q=50 \text{ gpm}$ $=50 \text{ lb/ft}^3$ $=0.68 \text{ cp}$
 $v \text{ recom.}=8 \text{ ft/s}$

$d=(0.408(50)/8)^{1/2}=1.596 \text{ plg.}$

$d \text{ int} = 1.610 \text{ plg.}$

$d \text{ com} = 1.5 \text{ plg ced } 40$

Material acero al carbón.

Se considera Cd 40 debido a que este espesor de pared para tuberías pequeñas es el más comúnmente empleado.

$E/D=0.0012$

$Re=123.9(8)(50)(1.610)/(0.68)=1.17 \text{ E}5$

$f=0.0295$

$\Delta P(100)=2.16 \text{ E-}4(0.0295)(100)(50)(50^2)/(1.610^5)=7.363 \text{ psi}$

Debido a que este $\Delta P(100)$ es grande, se tomará el diámetro inmediato superior.

$d \text{ com} = 2 \text{ plg.}$

$d \text{ int} = 2.067 \text{ plg.}$

$Re=123.9(2.067)(8)(50)/0.68=1.5 \text{ E}5$

$E/D=0.0009$

$f=0.028$

$\Delta P(100)=2.003 \text{ psi}$

Debido a que este $\Delta P(100)$ es grande, se tomará el diámetro inmediato superior.

$d \text{ com} = 2 \frac{1}{2} \text{ plg.}$

$d \text{ int} = 2.469 \text{ plg.}$

$Re=123.9(2.469)(8)(50)/0.68=1.8 \text{ E}5$

$E/D=0.0007$

$f=0.021$

$\Delta P(100)=0.61798 \text{ psi}$

De esta manera, el diámetro de la boquilla de alimentación y descarga es de $2 \frac{1}{2} \text{ plg.}$ de acero al carbón ced 40.

9.1.5.2 BOQUILLAS DE NIVEL.

se emplearán dos conexiones bridadas de 1.5 plg.

9.1.5.3 BOQUILLAS PARA PRESION Y TEMPERATURA.

se empleara' una conexión bridada de 1.5 plg. para la instalación de un manometro tipo bourdon.

Se empleara' una conexión bridada de 1.5 plg. de conexión lateral.

9.1.5.4 REGISTRO DE HOMBRE.

Debido a que el recipiente es menor a 4 ft, una de las tapas funcionara' como registro de hombre.

9.1.5.5 BOQUILLA DE DRENAJE.

Se requiere de una boquilla de drenaje de 1.5 plg de conexión bridada.

9.1.5.6 CONEXION DE SERVICIO.

Se utilizara' una boquilla de 1.5 plg. de union bridada.

9.1.5.7 CONEXION PARA VALVULA DE RELEVO DE PRESION.

Debido a que el recipiente se encuentra presurizado por gas inerte, se empleara' una válvula de relevo para servicio de gas.

Flujo a relevar= 13200 lb/hr Z=0.994 k=(cp/cv)=1.404
 del Apendice C1, C=365 K=0.95 M=28 lb/lbmol
 P ajuste=1.1*50=55 psi.
 Del apendice C1, Kb=1 Krd=1
 El recipiente relevara gas inerte a la atmósfera por lo tanto se tiene:
 Sobrepresión=0.1* P ajuste= 0.1*55=5.5
 P1=55+5.5+14.7=75.2 psia

Sustituyendo estos valores en la ec. 7.18 tenemos"
 A=2.31 plg² que corresponde a un orificio L con una área de orificio efectiva (tabla 7.2) de 2.853 plg².
 Del catálogo de Farris para válvulas (Apendice C8) se obtiene:
 Tipo de válvula "L" con tamaño (entrada x salida) de 3x4, por lo que la boquilla para esta válvula será de 3 plg.

9.2 SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO.

Se desea dimensionar un separador líquido-líquido que será usado en una operación de lavado cáustico, teniendo los datos siguientes:

flujo de la fase ligera hidrocarburo	95 gpm (12.7 ft ³ /min.)
flujo de la fase pesada NaOH sol.	39 gpm (5.21 ft ³ /min.)
velocidad de sed. fase pesada	10 ft/min.
velocidad de sed. fase ligera	0.417 ft/min.
relación económica L/D	3.4
presión	284 psig.
temperatura	60 F
presión max.	300 psig.
temperatura max.	60 F
corrosión permisible	1/16 plg.

9.2.1 METODO DE SIGALES.

La velocidad de sedimentación de la fase ligera es 10 ft/min.=120 plg/min., que es mayor a 10 plg./min., por lo que se usará:

$$uL=10 \text{ plg/min.}=0.833 \text{ ft/min.}$$

$$AL=12.7(4)/[(\pi)(3.4)(0.833)]=5.71 \text{ ft}^2$$

$$Ap=5.21(4)/[(\pi)(3.4)(0.417)]=4.68 \text{ ft}^2$$

$$AL/Ap-1=0.22$$

sustituyendo en la ec. 5.16 e iterando para xL se obtiene: xL=0.29 y de la ec. 5.15 se tiene xp=0.16. De la figura 5.2 se obtiene yL=0.33 y yp=0.22. Usando la ec. 5.8 se obtiene el diámetro:
 $D=[5.31(0.33)/0.29]^{1/2}=2.54 \text{ ft}$
 $hL=2.54(0.33)=0.838 \text{ ft}$
 $hp=2.54(0.22)=0.559 \text{ ft}$
 $(HLL-fL.L)=2.54-(0.838+0.559)=1.143 \text{ ft}=13.7 \text{ plg.}$
 ajustando el valor de hp=8 plg. y hL=10 plg.

$$D=10+8+14=32 \text{ plg.}=2.67 \text{ ft}$$

$$L=3.4(2.67)=9.08 \text{ ft}=9 \text{ ft}$$

9.2.2 MODELO DE ABERNATHY.

fL=fp=2. De la ec. 5.24 y 5.25 se tiene:
 $a=0.157[(0.833*2*39-(0.147*2*95))/(3.41*0.833*0.417)]=19.17$
 $b=0.0243[(4*95*39)/((3.4^2)*0.833*0.417)]=89.87$

de la ec 5.26, se tiene:

$$D=\{19.17/2 + (((19.17^2)-4(89.87))^{1/2})/2\}^{1/2}$$

$$D1=3.34 \text{ ft}$$

$$D2=2.83 \text{ ft}$$

Substituyendo D2 en la ec. 5.21 se tiene:

$$AL = -6.37$$

substituyendo D1 en la ec. 5.21 se tiene:

$$AL = 4.95$$

Si se toma el valor de D2, el área para la fase ligera es negativa, por lo que es un valor irreal. Por tanto se tiene:

$$D = 3.34 \text{ ft}$$

$$AL = 4.95 \text{ ft}$$

$$Ap = 2.23 \text{ ft}$$

de la ec. 5.20 se tiene:

$$hp = 38.4 * 2.23 / (\pi * 3.34) + 1.2(3.34) = 12.16 \text{ plg.}$$

$$hL = 38.4 * 4.95 / (\pi * 3.34) + 1.2(3.34) = 22.12 \text{ plg.}$$

9.2.3 METODO DE HAPPEL-JORDAN.

$$Qt = 95 + 39 = 134$$

de la ec. 5.27 se tiene:

$$D = 0.4125(134 / (3.4 * 0.417))^{1/2} = 4.01 \text{ ft}$$

9.2.4 METODO MODIFICADO DE HAPPEL-JORDAN.

De la ec. 5.31 se tiene:

$$D = 0.5978(134 / (3.4 * (0.833 + 0.417)))^{1/2} = 3.35 \text{ ft}$$

De la ec. 5.29 y 5.30 se tiene:

$$hL = (8.976 * \pi * (3.34^3) * 3.4 * 0.833) / 134 = 22.2 \text{ plg.}$$

$$hp = (8.976 * \pi * (3.34^3) * 3.4 * 0.417) / 134 = 11.3 \text{ plg.}$$

9.2.4 METODO DE PURARELLI

$$S = 24180 \text{ psi}$$

$$E = 0.85$$

$$tc = 9.842 \text{ ft}$$

$$tr = 10 \text{ min.}$$

$$ut = 1.25 \text{ plg/min}$$

De la ec. 5.36 se tiene:

$$A = 0.2752$$

$$B = 2.023$$

$$C = -0.1765$$

Resolviendo para la ec. 5.36 se tiene:

$$D = 5.13 \text{ ft}$$

$$L = 10.77 \text{ plg.}$$

$$L/D = 2.1$$

De la ec. 5.29 y 5.30, se tiene:

$$hp = 74.8 \text{ plg.}$$

$$hL = 49.7 \text{ plg.}$$

9.2.5 ESPESOR DE PLACA PARA EL RECIPIENTE

Del apéndice D1 se obtiene que el material es Acero al carbón.
Para acero al carbón esp. SA-283-C, Se tiene:

$D=3$ ft

$P_d=300$ psi ± 30 psi $=330$ psi

(Sección 9.6)

$T_d=80^\circ\text{F}$ ± 25 F $=105^\circ\text{F}$

$S=12,700$ lb/in²

$E=0.85$

$t/12=P_d D / (2SE - 1.2P_d) + t_c/12$

(3.2)

$t/12=330 \times 3 / (2 \times 12700 \times 0.85 - 1.2 \times 330) + 0.0625/12$

$t/12=0.051$ ft

$t=0.62$ plg. De la Tabla 9.4 se determina que:

$t_{\text{com}}=5/8$ plg. ≈ 0.625 plg.

9.2.6 DIMENSIONAMIENTO DE BOQUILLAS Y CONEXIONES.

9.2.6.1 BOQUILLAS DE ALIMENTACION Y DESCARGA.

$Q_t=134$ gpm

$u=6$ ft/s

$=0.9$ cp

$\rho=62.4$ lb/ft³

$d=0.408 \times (134/6)^{1/2} = 3.019$ plg.

$d_{\text{int}}=3.068$ plg.

$d_{\text{com}}=3$ plg. ced 40

$Re=123.9 \times 3.068 \times 6 / 62.4 \times 0.9 = 1.58$ E5

$E/D=0.0006$

$f=0.02$

$\Delta P(100)=2.16 E^{-4} \times 0.02 \times 100 \times 62.4 \times (134^2) / (3.068^5) = 1.78$ psi

La caída de presión es alta en la tubería, por lo que se toma el siguiente diámetro comercial.

$d_{\text{int}}=3.548$ plg.

$d_{\text{com}}=3$ 1/2 plg. ced 40

$Re=1.82$ E5

$E/D=0.0005$

$f=0.02$

$\Delta P(100)=0.8391$ psi

Por tanto las boquillas de alimentación y descarga son:

$d_{\text{com}}=3$ 1/2 plg. ced 40

9.2.6.2 BOQUILLAS DE NIVEL.

Se requiere de dos boquillas de 1.5 plg. de conexión
brida, colocadas en el fondo y parte superior del cuerpo
cilíndrico.

9.2.6.3 BOQUILLAS PARA TEMPERATURA Y PRESION.

Se requiere de una boquilla de 1.5 plg de conexión bridada por cada variable.

9.2.6.4 REGISTRO DE HOMBRE.

Debido a que el recipiente es menor a 4 ft, una de las tapas funcionara como registro de hombre.

9.2.6.5 BOQUILLA DE DRENAJE.

Se utilizara una boquilla de 1.5 plg. de conexión bridada.

9.2.6.6 BOQUILLA DE SERVICIO.

Se utilizara una boquilla de 1.5 plg. de conexión bridada.

9.2.6.7 CONEXION PARA VALVULA DE RELEVO DE PRESION.

Para este servicio se requiere de una válvula de relevo para líquido. Esta válvula descargara a la atmosfera.

Flujo a relevar=95+39=134 gpm	Sg=1	Krd=1
Del apendice C3, Kp=0.61	Kv=1	Kw=1

P ajuste= $284 \cdot 1.1 = 312$ psi
 $P1 = 312 + 0.1 \cdot 312 + 14.7 = 358.3$ psia
 $P2 = 14.7$

Sustituyendo estos valores en la ec.7.19 tenemos:
 $A = 0.503$ plg², lo que corresponde a un orificio (tabla 7.2) H con una área de orificio efectiva de 0.785 plg². Del catálogo Farris (apendice C3), se obtiene:
 Tipo de válvula 1910₁₀, con tamaño (Entrada x salida)=2 x 3, por lo que la boquilla para esta válvula sera de 2 plg.

9.3 SEPARADOR LIQUIDO-VAPOR VERTICAL.

Determinar el diámetro de un recipiente vertical para separar un líquido ($\rho = 58 \text{ lb/ft}^3$) de una corriente de vapor de 2000 mol/hr ($M = 25 \text{ lb/mol}$) a una temperatura y presión de operación de 300°F y 250 psig respectivamente. El factor de compresibilidad Z , puede tomarse como 1. El recipiente estará provisto de una malla eliminadora de niebla. Se asume que el líquido será retirado del recipiente a una velocidad de 2000 gph ($4.46 \text{ ft}^3/\text{min.}$). Se espera que las condiciones máximas de temperatura y presión serán: 350°F y 300 psig respectivamente. Corrosión permisible $1/16 \text{ plg.}$

9.3.1 METODO DE GERUNDA.

$$qv = (2000 \text{ mol/h}) / (3600 \text{ s/h}) [10.73 \cdot 760^{1/2} / 264.7] = 17.1 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$v = 2000 \cdot 25 / (3600 \cdot 17.1) = 0.812 \text{ lb/ft}^3$$

$$Ud = Ut$$

Seleccionando un valor de K_d de acuerdo a la presión como parámetro de operación. Tabla 6.6

$$K_d = 0.45 \quad Ld = 12 \text{ plg.}$$

$$Ut = 0.45 \{ (53 - 0.812) / 0.812 \}^{1/2} = 3.77 \text{ ft/s}$$

$$D = (4 \cdot qv / (Ud))^{1/2} = 2.4 \text{ ft}$$

9.3.2 METODO DE WU.

$$Ud = 0.75 Ut = 0.75 \cdot 3.77 = 2.83 \text{ ft/s} \quad (A)$$

$$D = 2.77 \text{ ft.}$$

Este diámetro se ajusta al valor comercial inmediato superior;
 $D = 3 \text{ ft.}$

$$A_{ef} = \sqrt[4]{(D - hr/6)^{1/2}}$$

$$hr = 2 \text{ plg.}$$

$$A_{ef} = \sqrt[4]{(3 - 2/6)^{1/2}} = 5.6 \text{ ft}^2$$

$$Uv = qv / A_{ef} = 3.05 \text{ ft/s}$$

$$Uv / Ut = 3.05 / 3.77 = 0.81$$

Debido a que la velocidad Uv representa el 81% de la velocidad máxima permisible, esta es muy alta según la ec.A, por tanto el diámetro se incrementa al valor comercial inmediato superior,
 $D = 3.5 \text{ ft.}$

$$A_{ef} = 7.87 \text{ ft}^2$$

$$Uv = 17.1 / 3.77 = 0.58$$

En este caso, la velocidad Uv es menor del 75% de Ut por tanto el diámetro del recipiente es: $D = 3.5 \text{ ft.}$

9.3.4 DIMENSIONAMIENTO DE BOQUILLAS Y CONEXIONES.
 9.3.4.1 BOQUILLAS DE ALIMENTACION.

Suponiendo un diámetro de boquilla=diámetro de tubería=0.5 ft ced 40, A=0.2006 ft².

Wv=50,000 lb/h

L=1 cp

WL=15,520 lb/h

L=15 din/cm

$$By=2.16*50000/(0.2006(58*0.812))^{1/2}=7.85 E-4$$

$$Bx=531*15520/50000((58*0.812)^{1/2}/(0.812^{2/3}))^{1/3}/151=$$

$$Bx=86.6$$

Con By y Bx, se introduce en la fig 7.2 de la cual se observa que el patrón de flujo corresponde a un flujo disperso, lo cual resulta adecuado.

Para el cálculo de la caída de presión $\Delta P(100)$ se emplea el método de Lockhart-Martinelli, del cual se tiene:

$$X^2=(WL/Wv)^2((v/v_L)(\rho_L/v)^{-0.2})$$

$$X^2=15520/50000)^2(0.812/58)(1/0.01)^{-0.2}=3.32 E-3$$

Se determina $\Delta P(100)$ para el vapor:

$$Re \text{ vap}=6.31 W/(d\mu)=6.31*50000/(6.065*0.01)=5.2 E6$$

$$E/D=0.00025$$

$$f=0.015$$

$$\Delta P(100) \text{ vap}=3.36E-4*0.015*(50000^2)/(6.065^5*0.812)=$$

$$\Delta P(100) \text{ vap}=1.95 \text{ psi}$$

Usando la fig 7.1, $\Delta P(100)$ y X^2 , se determina la caída de presión en dos fases.

$$\Delta P(100) \text{ dos fases}=5.8 \text{ psi}$$

Esta $\Delta P(100)$ dos fases es alta, por lo que se elige otro valor para el diámetro de la boquilla.

$$d \text{ com}=8 \text{ plg. ced } 40$$

$$d \text{ int}=7.981 \text{ plg}$$

$$A=0.3474 \text{ ft}^2$$

$$By=4.53 E4$$

$$Bx=86.6$$

De la fig. 7.2 se obtiene que el patrón de flujo es disperso

$$X^2=3.38 E-3$$

Caída de presión para el vapor:

$$Re \text{ vap}=3.95 E6$$

$$E/D=0.00023$$

$$f=0.014$$

$$\Delta P(100) \text{ vap}=0.447 \text{ psi}$$

usando la fig. 7.3 se obtiene:

$$\Delta P(100) \text{ dos fases}=1.25 \text{ psi}$$

por lo tanto la boquilla de alimentación será de 8 plg. ced 40.

9.3.4.2 BOQUILLA DE DESCARGA DE LIQUIDO.

$Q=4.46*7.48=33.35$ gpm
 $d=(0.408*33.35/61^{1/2})=1.51$ plg

$d_{int}=1.61$ plg.
 $d_{com}=1.5$ plg ced 40
 $Re=123.9*1.61*6^{58}/1-6.94 E4$
 $E/D=0.0012$ acero al carbon
 $f=0.023$

$\Delta P(100)=2.16 E-4*0.023*100^{58}*(33.35^2)/(1.61^5)=2.96$ psi.
 Esta ΔP es grande por lo que se elige el siguiente valor comercial.

$d_{int}=2.067$ plg.
 $d_{com}=2$ plg. ced 40
 $Re=8.9 E5$
 $E/D=0.0009$
 $\Delta P(100)=0.72$ psi

Por tanto el diámetro de la boquilla de descarga de líquido es:
 $d_{com}=2$ plg ced 40.

9.3.4.3 BOQUILLA DE DESCARGA DE VAPOR

Del apéndice C se tiene:

$U_v=60$ ft/s $=0.01$ cp
 $d=7.24$ plg $=0.812$ lb/ft³

$d_{int}=7.981$ plg
 $d_{com}=8$ plg ced 40
 $Re=3.95 E6$
 $E/D=0.00022$ acero al carbon
 $f=0.014$

$\Delta P(100)=0.45$ psi
 como P es pequeña, el diámetro de la boquilla será: 8 plg. ced 40

9.3.4.4 REGISTRO DE HOMBRE

Se empleará un registro de hombre de 18 plg. de diámetro colocado en la parte lateral del cuerpo cilíndrico.

9.3.4.5 CONEXION DE PRESION Y TEMPERATURA

Se empleará una conexión bridada de 1.5 plg. para cada variable.

9.3.4.6 BOQUILLAS PARA NIVEL.

Se emplearán dos conexiones bridadas de 1.5 plg.

9.3.4.7 BOQUILLA DE DRENAJE.

Se requiere de una conexión bridada de 1.5 plg. colocada sobre la tubería de descarga de líquido.

9.3.4.8 CONEXIONES DE SERVICIO.

Se requiere de dos conexiones bridadas de 1.5 plg. colocadas en la parte lateral del cuerpo cilíndrico y en la tapa superior del recipiente.

9.3.4.9 CONEXION PARA VALVULA DE RELEVO DE PRESION.

Se requiere que el recipiente este provisto de una válvula de relevo para servicio de gas conectada al sistema de desfoque de la planta.

Flujo a relevar= 50000 lb/hr	Z=0.95	k=(cp/cv)=1.26
del Apéndice C1, C=343	K=0.95	M=25 lb/lbmol
P ajuste=1.1*250=275 psi.		
contrapresión constante=80 psig.		
Del apéndice C1, Kb=1	Krd=1	

Sobrepresión=0.1* P ajuste= 0.1*275=27.5
 $P1=275+27.5+14.7=317.2$ psia

Sustituyendo estos valores en la ec. 7.18 tenemos:

A=2.6 plg² que corresponde a un orificio L con una afea de orificio efectiva (tabla 7.2) de 2.853 plg².

Del catálogo de Farris para válvulas (Apéndice C8) se obtiene:

Tipo de válvula 1906L con tamaño (entrada x salida) de 3x4, por lo que la boquilla para esta válvula será de 3 plg.

9.4 SEPARADOR LIQUIDO-VAPOR HORIZONTAL.

Se desea dimensionar un recipiente horizontal para separar 7000 gpm de un líquido con. =60 lb/ft³, de una corriente de 1000 mol/h de vapor (M=28 lb/lbmol). El tiempo de residencia para el líquido es 8 min. La densidad del vapor es 1.47 lb/ft³, el valor de la constante K se considera igual a 0.227, se sugiere usar una L/D=4. El recipiente operará a una temperatura de 20 °F y una presión de 500 psig. Se espera que las condiciones máximas corresponden a 0°F y 550 psig. Corrosión permisible 1/16 pig.

9.4.1 METODO DE SIGALES.

De la ec. 6.25 se tiene:

$$D=0.14567 [(qv/(xv K (\rho_L/\rho_v)^{1/2}))]^{1/2}$$

de la ec. 6.26 se tiene:

$$D=1/r [(xv/(0.95-xv))](60 \text{ tr } qL K (\rho_L/\rho_v)^{1/2}/qv)$$

sustituyendo valores se tiene:

$$D=2.153 xv^{-1/2}$$

$$D=8.54 (xv/(0.95-xv))$$

iterando se obtiene:

xv=0.3	xL=0.65
yv=0.3405	yL=0.6185
D=3.94 ft = 4 ft	L=16 ft

9.4.2 METODO DE GERUNDA.

$$D=\{(qv yv/(15 \pi r xv ut (0.15))\}^{1/2}=2.8 (yv/xv)^{1/2}$$

$$D=\{tr L qL/((\pi/4) r xL)\}^{1/3}=3.412 (1/xL)^{1/3}$$

iterando se obtiene:

xv=0.14	xL=0.866
D=3.58 ft = 4 ft	L=16 ft

9.4.3 ESPESOR DE PLACA PARA EL RECIPIENTE

Del apéndice D1 se obtiene que el material es Acero al carbón.

Para acero al carbón esp. SA-283-C, Se tiene:

$$Pd=550 \text{ psi} * 1.1 \text{ psi}=605 \text{ psi}$$

(Sección 9.6)

$$Td=0F+25°F=25°F$$

$$S=12\ 700\ \text{lb/in}^2$$

$$E=0.85$$

$$t/12=P*D/(2SE-1.2P)+tc/12$$

(3.2)

$$t/12=605*4/(2*12700*0.85-1.2*605)+0.0625/12$$

$$t/12=0.121\ \text{ft}$$

$$t=1.45\ \text{plg. De la tabla 3.4 se determina que:}$$

$$t\ \text{com}=1.5\ \text{plg.}$$

9.4.4 DIMENSIONAMIENTO DE BOQUILLAS Y CONEXIONES.

9.4.4.1 BOQUILLA DE ALIMENTACION.

$$v=0.03\ \text{cp}$$

$$L=0.1\ \text{cp}$$

$$=5.7\ \text{din/cm}$$

diámetro supuesto=6 plg ced 40

$$A\ \text{int}=0.2006\ \text{ft}$$

$$d\ \text{int}=6.065\ \text{plg.}$$

$$By=2.16*28000/(0.2006*(60*1.47)^{1/2})=3.21\ E4$$

$$Bx=5.31*56000/28000*((60*1.47)^{1/2}/(1.47^{2/3}))((0.1^{-1/3}/5.71)=$$

$$Bx=486.61$$

de la fig. 7.2 se obtiene que en la línea se tiene flujo tipo burbuja.

$$ReL=6.31*56000/(6.065*0.1)=5.82\ E5$$

$$Rev=6.31*28000/(6.065*0.03)=9.71\ E5$$

Material acero al carbón E/D=0.0008

$$fL=0.0192$$

$$fv=0.0190$$

$$X^2=(56000/28000)^2(1.47/60)(0.0192/0.019)=0.01$$

$$X=0.01^{1/2}=0.3147$$

$$Q=14.2X^{0.75}/(WL/A^{0.1})=14.2*(0.3147^{0.75})/$$

$$((56000/0.2006)^{0.1})=1.702$$

$$\Delta P(100)\ \text{vap}=3.36\ E-4*0.0198(28000^2)/((6.065^5)*1.47)=$$

$$\Delta P(100)\ \text{vap}=0.4149$$

$$\Delta P(100)\ \text{dos fases}= F(100)\ \text{vap}\ Q^2$$

$$\Delta P(100)\ \text{dos fases}=0.4149*1.702^2=1.202\ \text{psi}$$

por tanto la boquilla de alimentación será de 6 plg. ced 40

9.4.4.2 BOQUILLA DE DESCARGA DE LIQUIDO.

$$QL=7000/60=116.6\ \text{gpm}$$

$$v\ \text{rec}=6\ \text{ft/s}$$

$$d = (0.408 \times 116 / 6)^{1/2} = 2.81 \text{ plg}$$

$d_{int} = 3.068 \text{ plg.}$
 $d_{com} = 3 \text{ plg ced } 40$
 $Re = 1.37 \text{ E5}$
 $E/D = 0.0006 \text{ acero al carbón}$
 $f = 0.023$

$$P(100) = 0.667$$

Esta ΔP es pequeña esta dentro del rango del ΔP permisible, por lo que el diámetro de la boquilla será de 3 plg.

9.4.4.3 BOQUILLA DE DESCARGA DE VAPOR

Del apendice C se tiene:

$$Uv = 60 \text{ ft/s} \quad = 0.03 \text{ cp}$$

$$d = 4.026 \text{ plg}$$

(ec 7.8)

$$d_{int} = 5.047 \text{ plg}$$

$$d_{com} = 5 \text{ plg ced } 40$$

$$Re = 1.17 \text{ E6}$$

$$E/D = 0.00045 \text{ acero al carbón}$$

$$f = 0.015$$

(ec. 7.9)

$$\Delta P(100) = 0.82$$

como ΔP es pequeño, el diámetro de la boquilla será: 5 plg. ced 40

9.4.4.4 REGISTRO DE HOMBRE

Se empleará un registro de hombre de 18 plg. de diámetro colocado en la parte lateral del cuerpo cilíndrico.

9.4.4.5 CONEXION DE PRESION Y TEMPERATURA

Se empleará una conexión bridada de 1.5 plg. para cada variable.

9.4.4.6 BOQUILLAS PARA NIVEL.

Se emplearán dos conexiones bridadas de 1.5 plg.

9.4.4.7 BOQUILLA DE DRENAGE.

Se requiere de una conexión bridada de 1.5 plg. colocada sobre la tubería de descarga de líquido.

9.4.4.8 CONEXIONES DE SERVICIO.

Se requiere de dos conexiones bridadas de 1.5 plg. colocadas en la parte lateral del cuerpo cilíndrico y en la tapa superior del recipiente.

9.4.4.9 CONEXION PARA VALVULA DE RELEVO DE PRESION.

Se requiere que el recipiente este provisto de una válvula de relevo para servicio de gas conectada al sistema de desfogue de la planta.

Flujo a relevar = 28900 lb/hr Z=0.95 k=(cp/cv)=1.26
 del Apéndice C1, C=343 K=0.95 M=28 lb/lbmol
 P ajuste=1.1*500=550 psi.
 contrapresion constante=80 psig.
 Del apéndice C1, Kb=1 Krd=1

Sobrepresion=0.1* P ajuste= 0.1*550=55 psi
 Pl=550+55+14.7=619.7 psia

Sustituyendo estos valores en la ec. 7.18 tenemos:
 A=2.45 plg² que corresponde a un orificio L con una área de orificio efectiva (tabla 7.2) de 2.853 plg².
 Del catálogo de Farris para válvulas (Apéndice C8) se obtiene:
 Tipo de válvula 1500, con tamaño (entrada x salida) de 4x6, por lo que la boquilla para esta válvula será de 4 plg.

FIRMA DE INGENIERIA:

BUFETE INDUSTRIAL

HOJA DE DATOS PARA
RECIPIENTES

CLIENTE CRYOINFRA

PROYECTO No. 8801

PLANTA Salamanca

HOJA 1 DE 1

LOCALIZACION Salamanca Gto.

REQ. 70.C.No. 0572

CLAVE DEL EQUIPO FA-720

No. UNIDADES 1 (una)

SERVICIO Economizador

POSICION: VERTICAL HORIZONTAL

FLUIDO: LIQUIDO etileno FLUJO: 7000_GPM, LT/M; DENSIDAD 60_LB/FT³, GR/CM³GAS/VAP etileno FLUJO: 28000LB/H, M³/H; DENSIDAD 1.47LB/FT³, GR/CM³

TEMPERATURA: OPERACION 20 F, C; MAX 0 F, C; DISENO 25 F, C

PRESION: OP 500_PSI, KG/CM²; MAX 550_PSI, KG/CM²; DIS 605_PSI, KG/CM²DIMENSIONES: LONGITUD T-T 192_PLG, MM; DIAMETRO 48_PLG, MM; CAP 700_FT³, LT

NIVEL: NORMAL 26_PLG, MM; MAX 39_PLG, MM; MIN 6_PLG, MM

ALARMA: ALTO NIVEL 32_PLG, MM; BAJO NIVEL 14_PLG, MM; NIVEL PARO 34_PLG, MM

MATERIAL: CILINDRO A C; TAPAS A C; MALLA no; ESPESOR PLG, MM

TIPO: CIRCULAR; DIAM PLG, MM; RECTANGULAR LONG PLG, MM; ANCHO PLG, MM

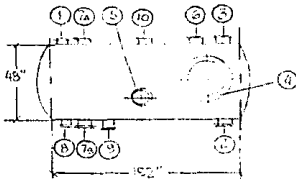
ESPESOR POR CORROSION: CILINDRO 1/16_PLG, MM; TAPAS 1/16_PLG, MM

AISLAMIENTO: NO, SI; RECUBRIMIENTO INTERNO: NO, SI

BOQUILLAS

No.	CANT	D. NOM	SERVICIO
1	1	6	Alimentación
2	1	3	Descarga liq.
3	1	5	Descarga vap.
4	1	18	Registro hombre
5	1	1.5	Indicador temp.
6	1	1.5	Indicador pres.
7	2	1.5	Nivel
8	1	1.5	Drene
9	1	1.5	Conex. serv.
10	1	4	Valv. relevo

NOTAS

Las unidades mostradas estan en
plg.

REVISION	0	PRE	1	APDP	2	3	4	5	6
----------	---	-----	---	------	---	---	---	---	---

FECHA

ELAB. POR

APROB. POR

9.5 SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO-VAPOR.

Determinar las dimensiones de un recipiente de reflujo para las siguientes condiciones:

Presión de operación	250	psig
Temperatura	100	°F
Presión máxima	300	psig
Temperatura Máxima	150	°F
Flujo de Reflujo	87400	lb/h
Producto a calentamiento	28300	lb/h
Densidad del líquido	39.9	lb/ft ³
Flujo de vapor	14100	lb/h
Densidad del vapor	1.15	lb/ft ³
Viscosidad del líquido	0.16	cp
Viscosidad del vapor	0.017	cp
K, Cte de velocidad.	0.13	ft/s
Corrosion permisible	1/16	plg.
Tiempo de residencia basado en el flujo de reflujo.	5	min
Tensión superficial	10	din/cm
Velocidad de sedimentación	10	plg/min
L/D	2.54	

9.5.1 METODO DE SIGALES.

De la ec. 6.44 se obtiene: $C=18.88$
 De la ec. 6.45 se obtiene: $E=305.38$
 De la ec. 6.48 se obtiene: $F=29.98$

Sustituyendo valores en la ec. 6.48 y 6.49 e iterando, tenemos un valor para $x_p=0.339$, $y_p=0.372$.
 Calculando el diámetro con la ec.6.48 se obtiene 5.72 ft y $L=14.52$ ft.

De la ec. 6.41 se obtiene $x_v=0.172$ y de la fig.5.3, $y_v=0.229 > 0.2$, por lo que se acepta este valor.

De la ec. 6.42 se obtiene $x_L=0.487$ y de la fig. 5.3, $y_L=0.626$

$x_v \times x_L \times x_p = 0.998$
 $y_p + y_L = 0.372 + 0.622 = 0.998$

Aproximando el diámetro a un valor comercial se tiene:
 $D=6$ ft
 $h_v=0.229 \times 6=1.37$ ft
 $h_L=0.626 \times 6=3.756$ ft

tiempo de sedimentación del agua:

$$t = \frac{\pi D^2}{4} \frac{L}{WL(60 * CL)}$$

$$t = 0.339 * (\pi/4) (6^2) (14.5) / (119200 / (60 * 39.9)) = 2.79 \text{ min.}$$

Este valor es menor que el tiempo asignado, por lo que la separación será adecuada.

9.5.2 ESPESOR DE PLACA PARA EL RECIPIENTE

Del apéndice D1 se obtiene que el material es Acero al carbón.

Para acero al carbón esp. SA-283-C, Se tiene:

$$Pd = 300 \text{ psi} * 1.1 \text{ psi} = 330 \text{ psi}$$

(Sección 9.6)

$$Td = 150 \text{ } ^\circ\text{F} + 25 \text{ } ^\circ\text{F} = 175 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$S = 12 \text{ } 700 \text{ lb/in}^2$$

$$E = 0.85$$

$$t/12 = Pd * D / (2SE - 1.2P) + tc/12$$

(3.2)

$$t/12 = 330 * 6 / (2 * 12700 * 0.85 - 1.2 * 330) + 0.0625 / 12$$

$$t/12 = 0.0986 \text{ ft}$$

t = 1.18 plg. De la tabla 3.4 se determina que:

$$t \text{ com} = 1 \text{ } 1/4 \text{ plg.}$$

9.5.3 DIMENSIONAMIENTO DE BOQUILLAS Y CONEXIONES.

9.5.3.1 BOQUILLA DE ALIMENTACION.

$$v = 0.017 \text{ cp}$$

$$L = 0.16 \text{ cp}$$

$$= 10 \text{ din/cm}$$

diámetro supuesto = 10 plg ced 40

$$A \text{ int} = 0.5475 \text{ ft}$$

$$d \text{ int} = 10.02 \text{ plg.}$$

$$By = 2.16 * 14100 / (0.5475 * (39.9 * 1.15)^{1/2}) = 7190.45$$

$$Bx = 5.31 * 119200 / 14100 * ((39.9 * 1.15)^{1/2} / (1.15^{2/3})) (0.16^{-1/3} / 10) =$$

$$Bx = 1503.7$$

de la fig. 7.2 se obtiene que en la línea se tiene flujo tipo burbuja.

$$ReL = 6.31 * 119200 / (10.02 * 0.16) = 4.69 \text{ E5}$$

$$ReV = 6.31 * 14100 / (10.02 * 0.017) = 5.22 \text{ E5}$$

Material acero al carbon E/D = 0.00019

$$fL = 0.0153$$

$$fv = 0.015$$

$$X^2 = (119200 / 14100)^2 * (1.15 / 39.9) (0.0153 / 0.015) = 2.1$$

$$X=2.1^{1/2}=1.45$$

$$Q=14.2X^{0.75}/(WL/A^{0.1})=14.2^{*}(1.45^{0.75}) /$$

$$((119200/10.02)^{0.1})=7.34$$

$$\Delta P(100) \text{ vap}=3.36 E^{-4} * 0.015(14100^2)/((10.02^5)^{1.15})=$$

$$\Delta P(100) \text{ vap}=0.008$$

$$\Delta P(100) \text{ dos fases}= P(100) \text{ vap} * 0^2$$

$$\Delta P(100) \text{ dos fases}=0.008 * 7.34^2=0.4647$$

por tanto la boquilla de alimentación será de 10 plg. ced 40

9.5.3.2 BOQUILLA DE DESCARGA DE LIQUIDO LIGERO.

$$QL=115700^{*}(1/39.9)^{(1/60)}(7.48)=361.5 \text{ gpm}$$

$$v \text{ rec}=6 \text{ ft/s}$$

$$d=[0.408^{*}361.5/6]^{1/2}=4.95 \text{ plg}$$

$$d \text{ int}=5.047 \text{ plg.}$$

$$d \text{ com}=5 \text{ plg ced 40}$$

$$Re=22651.94$$

$$E/D=0.00035 \text{ acero al carbon}$$

$$f=0.025$$

$$\Delta P(100)=0.0215$$

Esta ΔP es pequeña, esta dentro del rango del ΔP permisible, por lo que el diámetro de la boquilla será de 5 plg.

9.5.3.3 BOQUILLA DE DESCARGA DE LIQUIDO PESADO.

$$QL=3500^{*}(1/39.9)^{(1/60)}(7.48)=10.935 \text{ gpm}$$

$$v \text{ rec}=6 \text{ ft/s}$$

$$d=[0.408^{*}10.935/6]^{1/2}=0.562 \text{ plg}$$

$$d \text{ int}=1.049 \text{ plg.}$$

$$d \text{ com}=1 \text{ plg ced 40}$$

$$Re=3290.65$$

$$E/D=0.008 \text{ acero al carbon}$$

$$f=0.05$$

$$\Delta P(100)=0.1016$$

Esta ΔP es pequeña, esta dentro del rango del ΔP permisible, por lo que el diámetro de la boquilla será de 1 plg.

9.5.3.4 BOQUILLA DE DESCARGA DE VAPOR

Del apendice B1 se tiene:

$$Uv=60 \text{ ft/s}$$

$$=0.017 \text{ sp}$$

$$=1.15 \text{ lb/ft}^3$$

$$d=3.23 \text{ plg}$$

d int=3.548 plg
d com=3 1/2 plg ced 40
Re=1.475 E6
E/D=0.00045 acero al carbón
f=0.029

(ec. 7.9)

$\Delta P(100)=2.99$

Esta ΔP es grande, se selecciona el diámetro inmediato superior

d int=4.026 plg
d com=4 plg ced 40
Re=1.3 E6
E/D=0.00045 acero al carbon
f=0.017

(ec. 7.9)

$\Delta P(100)=0.933$

como ΔP es pequeña, el diámetro de la boquilla será: 4 plg. ced 40

9.5.3.5 REGISTRO DE HOMBRE

Se empleará un registro de hombre de 18 plg. de diámetro colocado en la parte lateral del cuerpo cilíndrico.

9.5.3.6 CONEXION DE PRESION Y TEMPERATURA

Se empleará una conexión bridada de 1.5 plg. para cada variable.

9.5.3.7 BOQUILLAS PARA NIVEL.

Se emplearán dos conexiones bridadas de 1.5 plg.

- Nivel máximo = 57.6 plg. (80% de D)
- Nivel mínimo = 6 plg.
- Nivel normal = 37 plg.
- Alarma por alto nivel=47.8 plg.
- Alarma por bajo nivel=18.9 plg.

9.5.3.8 BOQUILLA DE DRENAJE.

Se requiere de una conexión bridada de 1.5 plg. colocada sobre la tubería de descarga de líquido.

9.5.3.9 CONEXIONES DE SERVICIO.

Se requiere de dos conexiones bridadas de 1.5 plg. colocadas en la parte lateral inferior del cuerpo cilíndrico y en la parte superior del recipiente.

9.5.3.10 CONEXION PARA VALVULA DE RELEVO DE PRESION.

Se requiere que el recipiente este provisto de una válvula de relevo para servicio de gas conectada al sistema de desfogue de la planta.

Flujo a relevar = 14100 lb/hr $Z=0.95$ $k=(cp/cv)=1.12$
 del Apéndice C1, C=328 $K=0.95$ $M=78 \text{ lb/lbmol}$
 $P_{\text{ajuste}}=1.1 \cdot 250=275 \text{ psi}$.
 contrapresion constante=50 psig.
 Del apéndice C1, $K_b=1$ $K_r=1$

Sobrepresion= $0.1 \cdot P_{\text{ajuste}}=0.1 \cdot 275=27.5 \text{ psi}$
 $P_1=275+27.5=302.5 \text{ psia}$

Sustituyendo estos valores en la ec. 7.18 tenemos:
 $A=0.354 \text{ plg}^2$ que corresponde a un orificio G con una área de orificio efectiva (tabla 7.2) de 0.503 plg^2 .
 Del catálogo de Ferris para válvulas (Apéndice C5) se obtiene:
 Tipo de válvula 1900G con tamaño (entrada x salida) de 1 1/2x2 1/2, por lo que la boquilla para esta válvula será de 1 1/2 plg.

9.6 LLENADO DE HOJA DE DATOS DE PROCESO.

Una hoja de datos de proceso para recipientes esta constituida por lo siguiente:

- 1.- Una identificación. En ella se plasma el nombre de la firma de ingeniería que efectua el trabajo, el cliente para el cual se trabaja, nombre y localización de la planta, servicio, número de identificación del equipo y número de unidades requeridas.
- 2.- Características de operación y propiedades del fluido.
- 3.- Dimensiones del equipo.
- 4.- Datos de diseño del equipo. Niveles.
- 5.- Materiales de construcción y recubrimientos.
- 6.- Posición (vertical u horizontal).
- 7.- Tapas.
- 8.- Boquillas.
- 9.- Dibujo del recipiente mostrando sus conexiones y detalles de los accesorios internos.
- 10.- Un cuadro de notas.
- 11.- Un cuadro de revisiones.

Se cuenta con una columna localizada de lado izquierdo de la hoja donde se identifican las modificaciones de algun dato de esta, que son referidos en el cuadro de notas. Cuando se efectua la modificación de algún elemento del dibujo, debe marcarse la corrección describiendo la modificación en el cuadro de notas.

El llenado de la hoja de datos representa la última parte en el diseño de los recipientes por parte del ingeniero de proceso. En dicha hoja deben plasmarse los datos con los cuales el ingeniero mecánico debe realizar su parte correspondiente al diseño.

Una hoja de datos debe contener las condiciones de operación normales, máximas y de diseño tanto de capacidad como de presión y temperatura.

Las condiciones de operación normales serán aquellas que se tienen cuando el equipo opera en estado estacionario.

Las condiciones máximas son determinadas a partir de un estudio de fallas que puedan afectar la operación del recipiente. Se puede estimar que las condiciones máximas fluctuan en un 30 a un 40 % de las condiciones normales de operación.

Las condiciones de diseño deben ser estimadas de acuerdo a un porcentaje arriba de la condiciones máximas de operación.

De acuerdo al código ASME la presión de diseño debe ser por lo menos las condiciones más severas coincidentes de temperatura y presión esperadas en la operación normal. Generalmente se considera que esta presión es un 10% de la presión máxima de operación o 30 psi. lo que sea mayor.

La temperatura de diseño de acuerdo al código ASME no debe ser menor a la temperatura media del metal (a través del espesor) esperada en condiciones normales de operación.

Debido a la dificultad que existe en determinar la temperatura media del metal, se considera que la temperatura de diseño será 25°F arriba de la temperatura máxima de operación. Este criterio es válido para un rango de temperatura de -20°F a 644°F (-29 a 340 °C). Para temperaturas menores de -20°F (-29°C), la temperatura de diseño será igual a la temperatura mínima.

El espesor debe calcularse con la ecuación 3.2 en la cual las propiedades (resistencia del material, etc.) serán evaluadas a las condiciones de temperatura y presión de diseño.

Son dos los factores principales por los cuales el aislamiento térmico se hace necesario, estos factores son:

- 1.- Conservación de energía y/o estabilidad en la operación del proceso.
- 2.- Protección al personal.

El espesor del aislamiento requerido es función de la temperatura de pared externa del aislante. Frecuentemente se calcula el espesor del aislante considerando la temperatura de la superficie externa del aislamiento de 140°F (60°C) como máximo para protección del personal para un servicio caliente.

Para el aislamiento de equipo y tubería que trabajan en servicio frío, la temperatura de la superficie externa del aislamiento, debe ser superior a la temperatura de rocío del aire del medio ambiente.

Un material debe poseer varias características para ser considerado un buen aislante, las cuales son:

- 1.-Debe ser un mal conductor del calor(debe tener una alta resistencia a la transferencia de calor).
- 2.-Debe ser inerte a los materiales químicos que se manejan en el proceso.
- 3.-Debe resistir a los esfuerzos mecánicos a los que estará expuesto durante su vida útil.
- 4.-Debe ser de fácil instalación.

Los materiales aislantes son clasificados de acuerdo a los rangos de temperatura en los que pueden ser usados. La mayoría de los materiales son adecuados para temperaturas criogénicas, pero se recomiendan los siguientes:

TABLA 2.1 MATERIALES EMPLEADOS COMO AISLANTES.

RANGO DE TEMPERATURA °C	MATERIAL RECOMENDADO
-184 a 84	Espuma de poliuretano Espuma de poliestireno
-84 a 100	Fibra de vidrio Silicato de calcio Lana de roca Escoria mineral Perlita expandida
454 a 815	Fibra de vidrio celular Fibra de vidrio aglomerada con aglutinantes de alta temperatura. Lana mineral
> a 870	Fibra de vidrio Silicato de calcio Perlita expandida Materiales Refractarios

En el dibujo debe mostrarse las dimensiones del recipiente así como las alturas correspondientes a los niveles que deben ser visualizadas fácilmente. Las boquillas son identificadas arbitrariamente (con números o letras), y son descritas en el cuadro correspondiente a boquillas.

DISEÑO HIDRAULICO
Y ESPECIFICACION

CONCLUSION

DE RECIPIENTES
DE PROCESO

C O N C L U S I O N E S .

El término recipiente, desde el punto de vista mecánico, abarca una gran variedad de equipos que comunmente son empleados en las plantas de proceso; sin embargo, este término define una clase de equipo en particular cuando se efectúa el diseño de un proceso, puesto que es generalmente empleado para designar un equipo capaz de acumular o separar una corriente.

El tiempo de residencia es un factor de gran importancia en el dimensionamiento de los recipientes, puesto que el tamaño de estos es afectado directamente por el valor asignado a este. El tiempo de residencia debe ser determinado mediante un estudio detallado sobre las fallas en el proceso o servicios. Los valores mostrados en el presente trabajo son de una utilidad práctica para el dimensionamiento de los recipientes; sin embargo, nunca debe perderse de vista el efecto que tendría este tiempo sobre equipos corriente arriba o corriente abajo del mismo.

La relación longitud/diámetro (L/D), esta determinada por los siguientes factores:

- espesor de placa; este a su vez es función de la presión, temperatura, material en sí mismo, espesor por corrosión, etc.
- Tipo y espesor de tapa.
- Longitud de soldadura.

El análisis de este conjunto de elementos, conduce a un estudio económico profundo para la relación L/D óptima de diseño; sin embargo, difícilmente se dispone de información para la determinación de L/D.

Se ha tratado de conjugar todos estos elementos en ecuaciones matemáticas para determinar L/D óptima; sin embargo, estas difícilmente pueden agrupar todos los factores a la vez, por lo tanto, los valores para L/D obtenidos a partir de estas ecuaciones resultan imprácticos, puesto que al minimizar un parámetro, maximizan otro, dando como resultado valores inadecuados.

En algunos procesos resulta muy peligroso o incosteable parar la operación de una planta cuando se presente alguna falla en un equipo, por lo que la determinación adecuada de los niveles máximo, mínimo y de corte, son de gran trascendencia para corregir una falla que conduciría a un paro de emergencia.

Los recipientes acumuladores de líquido tienen como función primordial la de almacenar una determinada cantidad de líquido para mantener la continuidad de un proceso determinado, por lo que el método de factores sucesivos es el mas apropiado para el

dimensionamiento de este tipo de recipientes, dado que involucra un factor de corrección sobre el volumen, haciendolo un método de fácil aplicación.

Básicamente el dimensionamiento de los separadores líquido-líquido se fundamenta en la ley de Stokes y en la consideración de que el tiempo de residencia debe ser mayor o igual al tiempo de sedimentación; sin embargo las complicaciones básicas que se presentan en cada sistema, hacen difícil de predecir su comportamiento de una manera precisa; sobre todo cuando se trata de diámetros de partículas pequeños y muy variados; por lo que la utilización de la ley de Stokes para efectuar el dimensionamiento resulta cuestionable en estos casos. La deducción de esta ley presupone parámetros que deben ser constantes, los cuales difícilmente se tienen en operación. Esta complicación no hace posible la estandarización de una metodología de cálculo, por lo que hasta donde sea posible las velocidades de sedimentación y tamaños de gota deben ser determinadas experimentalmente. Cuando esto no sea posible, la ley de Stokes puede utilizarse de manera aproximada.

Los métodos recomendados para el dimensionamiento de los recipientes separadores líquido-líquido son el de Sigales y el de Volumen muerto. La elección de uno u otro para un propósito dado, dependerá de la filosofía de operación del recipiente. Si el recipiente será designado únicamente para separar una corriente, el método de Sigales se empleará preferentemente. Cuando además de separar se requiere retener cierto volumen de líquido por necesidades de proceso, el método del Volumen muerto será el adecuado, ya que además de considerar el tiempo de sedimentación requerido, considera un tiempo de residencia para el destino de la corriente.

El dimensionamiento de los separadores líquido-vapor se fundamenta en la ecuación de velocidad del vapor (Ec. de Souders Brown), junto con la ley de Stokes.

El dimensionamiento de los separadores líquido-vapor verticales se encuentra estandarizado en códigos. Por lo que no es necesario proponer un método para este fin.

Los recipientes líquido-vapor horizontales deben considerar además de la velocidad del vapor, un tiempo de residencia para la fase líquida.

El espacio para el vapor debe proporcionar una velocidad lo suficientemente baja para permitir la remoción de las gotas de líquido de este. Dicha separación se efectúa cuando se igualan la velocidad de arrastre con la velocidad de caída de la gota.

El método de Sigales se emplea preferentemente puesto que fija el espacio del vapor a un 15% del área de sección transversal; mientras que, Gerunda no necesariamente cumple con esta condición.

Las mallas eliminadoras de niebla disminuyen las dimensiones de los separadores líquido-vapor, ya que permiten el incremento

de la velocidad del vapor. Debido a que el costo de una malla no es significativo frente al costo del recipiente, se recomienda dimensionar este tipo de recipientes con malla.

Los separadores líquido-líquido-vapor deben satisfacer las siguientes condiciones: remoción de las partículas de líquido del vapor, separación de las dos fases líquidas y además proporcionar el tiempo de residencia requerido para los líquidos. Para el dimensionamiento de estos recipientes el método de Sigales es el más conveniente.

Las boquillas y conexiones constituyen un elemento complementario para poder efectuar la especificación final del recipiente. Este elemento marca la pauta para un posterior análisis por parte de las demás disciplinas involucradas en el diseño (tuberías, mecánico, civil, etc.).

La selección de un material de construcción apropiado involucra un análisis de factores que afectan de manera directa su determinación; sin embargo, el comportamiento del metal frente al fluido es uno de los factores que influyen de manera determinante en la selección del material, puesto que de este factor depende en gran medida la vida del equipo.

DISEÑO HIDRAULICO
Y
ESPECIFICACION

BIBLIOGRAFIA

DE RECIPIENTES
DE PROCESO

BIBLIOGRAFIA

- B1.- API (American Petroleum Institute), Espec. 12J, "Oil and gas separators".
- B2.- ASME (American Society of Mechanical Engineers), "Boiler and pressure vessel code secc. VIII div. I"
- B3.- Becerra H. J. & Abraján R. H "Diseño de recipientes de proceso", Ed. Offset azteca, Zacatecas Mexico, 1985.
- B4.- Bird & Steward, "Transport phenomena", Ed. John Wiley, New York, 1960.
- B5.- Brownell & Young, "Process equipment design", John Wiley, USA, 1959.
- B6.- Crane, "Flow of fluids through valves, fittings and pipe", Crane co., Chicago USA, 1957.
- B7.- Fontana & Green "Corrosion Engineering", 2nd. Ed, Mc. Graw Hill, New York, 1978.
- B8.- Happel John, "Chemical Process Economics", John Wiley, New York, 1975.
- B9.- Ludwig Ernest, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Gulf Publishing, Houston Tx, 1979.
- B10.- Perry J., "Chemical Engineer's Handbook", 5a Ed., Mc Graw Hill, New York, 1974.
- B11.- Peters & Timmerhaus, "Plant design and Economics For Chemical Engineers", 3a ed Mc Graw Hill, Tokyo, 1976.
- B12.- Rase & Barrow, "Ingeniería de Proyecto Para Plantas de Proceso", Cia. ed. Continental, Mex., 1981
- B13.- Sadler H. & Luckiewica E., "Practical Process Engineering at Working Approach Plant Design", Mc. Graw Hill, NY, 1987.
- B14.- Shaw D.J. "Introducción a la Química de Superficies y Coloides", 2a Ed., Ed. Alhambra, Madrid España, 1977.
- B15.- Toral Ma, Teresa, "Fisicoquímica de superficies en sistemas Dispersos", Ed URMO, Bilbao España, 1973.

REFERENCIAS .

- 1.- Abernathy, M.W.: Design horizontal gravity settlers; Hydrocarbon Processing, sept. 1977, pag 199.
- 2.- A.C.S. Industries: Design manual mistermesh entrainment separator, pag. 7.
- 3.- Adam, M.: Control valves, time for review; Hydrocarbon processing, May 1974, pag 67.
- 4.- Alves, G.E.: Chem. Eng. Prog., 50, 449 (1954).
- 5.- Anaya, D.A.: Determinacion grafica del diametro economico de una tuberia, IMIQ, nov. 1972, pag 20.
- 6.- Anderson, Floyd E.: Pressure relieving devices; Chem. Eng., may 24, 1976, pag 128.
- 7.- Anderson, R.J.: Design for two phase flow part I; Chem. Eng., dec. 1965, No.6 pag 139.
- 8.- Baker, O.: Oil Gas J., nov 10, 1950, pag 156.
- 9.- Barton, R.L.: Sizing liq-liq phase separators empirically; Chem. Eng., July 8, 1974, pag 111.
- 10.- Bertuzzi, A.F., M.P. Tek y F.H. Poettman: Simultaneous flow of liquid and gas through horizontal pipe; Pet. Trans AIME, 207, 17 (1956).
- 11.- Bocangel, Juan: Design of liquid gravity separators; Chem. Eng., feb. 17, 1986, pag 133.
- 12.- Bon, L.: How to check the capacity of existinseparators; World Oil, jun 1982.
- 13.- Bond, Andrew : A stainless foil against corrosion, Process Eng., Oct. 1980, pag 75.
- 14.- Bonyun, M.E.: Trans Am. Inst., Chem. Eng., 31, 256 (1935).
- 15.- Borocz, M.E.: A systematic correlation for two-phase pressure drop, Chem. Eng. Prog., Symp. series, 62, No. 64, 232 (1966).
- 16.- Bright, G.F.: Halting product loss through safety relief valves, Chem. Eng. Prog., may 1972, pag 59.
- 17.- Briton, Colin: Corrosion Update, Process Eng., oct. 1980, pag 45.
- 18.- Brown, Grant S.: How to predict pressure drop before designin the piping, Chem. Eng., march 16, 1987.
- 19.- Calvert, S.: Guidelines for selecting mist eliminators; Chem. Eng., feb. 27, 1978, pag 109.
- 20.- Caplan, F.: Find volume of part-full tank; Hyd. Proc., jun 1961, vol. 40, no. 6, pag 174.
- 21.- Caplan, F.: Capacity of part-full tank heads found easily by use nomograph; Hyd. Proc., jun 1961, vol. 40, no. 6, pag 175.
- 22.- Crozier, R.A. : Sizing relief valves for fire emergencies; Chem. Eng., oct. 28, 1985, pag 49.
- 23.- Chawla, J.M.: Liquid content in pipes in two phase flow of gas-liquid mixtures; Chemic Ingenieur Technick, 41, 328 (1969).
- 24.- Chen, J. : A more accurate ecuation for estimating horizontal tank volumes; Chem. Eng., may 27, 1985, pag 154.

- 25.-Chenoweth, J.M.: Pressure drop of gas-liquid mixtures in horizontal pipes; The petroleum Engineer, P.C. 42, april (1961).
- 26.-Chrisholm, D.: Theoretical basis for Lochart-Martinelli correlation for two phase flow; Inst. Jour. Heat & Mass Transfer, 10 (1967).
- 27.-Churchill, S.W.: Friction factor equation spans all fluid flow regimes; Chem. Eng., nov 7, 1977, pag 91.
- 28.-De Gance, A.E. y P.W. Atherton: Vertical and inclines flow correlations; Chem. Eng., nov 7, 1977, pag 91.
- 29.-De Gance, A.E.: Pressure drop sample calculations; Chem. Eng., sept 18, 1970, pag 101.
- 30.-Diss, E. y H. Karam: Practical way to size safety disks; Chem. Eng., sept. 18, 1961, pag 187.
- 31.-Dukler, A.E.: Frictional pressure drop in two phase flow AIChE J, 10, 44(1964).
- 32.-Emerson, G.B.: Selecting pressure relief valves; Chem. Eng., march 18, 1985, pag. 185.
- 33.-Friedman, H. y Murtha: Process design of distillation reflux drum, case I; Chem. Eng., nov 14 1960, pag 235.
- 34.-Friedman, H. y Murtha: Reflux drum design, case II; Chem. Eng., Jan 23 1961, pag 157.
- 35.-Friedman, H. y Murtha: Reflux drum design, case III; Chem. Eng., march 30 1961, pag 178.
- 36.-Franks, F.C.: Double rupture discs with several conditions; Chem. Eng., may 15, 1961, pag 182.
- 37.-Ganapathy, V.: Estimating the holdup in dished heads; Chem. Eng., feb 14 1977, pag 108.
- 38.-Ganapathy, V.: Rupture discs for gases and liquids; Chem. Eng., oct 25, 1976, pag 152.
- 39.-Gerunda, A.: How to size liquid-vapor separators; Chem. Eng., may 4, 1981, pag 81.
- 40.-Gerrard, Mark: Optimize the design of wire mesh separator; Chem. Eng., nov 10 1986, pag 91.
- 41.-Granet, Irving: Charts give full and partial capacities of tanks; Chem. Eng., march 9, 1959.
- 42.-Gregory, G.A.: Some considerations for two phase flow in pipes; Technology; Jan-march 1975, pag 65.
- 43.-Griffith, P. y Wallis G.R.: Trans ASME, C 83, 307, 1961.
- 44.-Govier, G.W.: Chem. Eng., 35, 58 (1957).
- 45.-Hagel, I.W.C.: How to select alloy steels for pressure vessels; Chem. Eng., July 28, 1980.
- 46.-Heinze, A.J.: Pressure vessel design for process engineers; Hyd. Proc., may 1979, pag 181.
- 47.-Henthorne, M.: Articles published in CE refresher series on corrosion; Chem. Eng., 12 parts, may 1971 to april 1972.
- 48.-Hoffman, B.: Bursting discs; Chem. Eng. Proc., nov 1980, pag. 95.
- 49.-Holmes, T.L.: Design and selection of spray-mist elimination; Chem. Eng., oct 15, 1981.

- 50.-Hoogendoorn, C.J.: Gas-liquid flow in horizontal pipes; Chem. Eng. Sci., 9, 295 (1959).
- 51.-Javadecar, S.P.: Consider corrosion in L/D calculation; Chem. Eng., dec 15, 1980, pag 95.
- 52.-Kayser, D.S.: Rupture disc selection; Chem. Eng. Prog., vol. 69, no. 5, may 1972.
- 53.-Kern, R.: Pressure relief valves for process plants; Chem. Eng., feb 28, 1977, pag 187.
- 54.-Kern, R.: How to arrange process drums; Petroleum Refiner, may 1961, pag 195.
- 55.-Kern, R.: Arrangements of process and storage vessels; Chem. Eng., nov 7, 1977, pag 93.
- 56.-Kern, R.: How to size process piping for two phase flow; Hyd. Proc., oct 1960, pag 105.
- 57.-Kerns, G.D.: New charts speed drum sizing; Petroleum Refiner, vol 39, no.7, july 1960, pag 168.
- 58.-Kister, H.Z.: Guidelines for design distillation column internals; Chem. Eng., may 1, 1980.
- 59.-Kister, H.Z.: Outlets and internal devices for distillation column internals; Chem. Eng., july 28, 1980.
- 60.-Koehles, F.H.: Draining elliptical vessel heads; Chem. Eng., may 19, 1984, pag 90.
- 61.-Koval, G.: Quick calculation for holdups in horizontal tanks; Chem. Eng. june 11, 1973, pag 130.
- 62.-Knapo, W.J.: Residence time in vessels; Chem. Eng., sept 21, 1979, pag 168.
- 63.-Littauer, E.L.: Impressed currents to curb corrosion; Chem. Eng. sept 28, 1964.
- 64.-Logan, P.J.: A simplified approach to pressure vessel head design; Hyd. Proc. nov 1976.
- 65.-Lynch, E.P.: Timing gravity flow from vertical tanks; Chem. Eng., may 15, 1975.
- 66.-Maccary, R.R.: How to select pressure vessel size; Chem. Eng., oct 17, 1960, pag 187.
- 67.-Martinelli, R.C. & Lockhart, R.W.: Proposed correlation of data for isotherms two phase, two component flow in pipes; Chem. Eng. Prog., 45, 39 (1949).
- 68.-Masek, J.A.: Designing pressure gage connections; Chem. Eng., may 4, 1981, pag 71.
- 69.-Mehra, Y.R.: Liquid surge capacity in horizontal and vertical vessels; Chem.Eng., July 2, 1979.
- 70.-Meyer J.M.: Program for pressure drop calculations; Chem. Eng., march 10, 1980.
- 71.-Mukerji, Asu: How to size relief valves; Chem. Eng., june 2, 1980, pag 79.
- 72.-Mc Intyre, R.: How to prevent stress corrosion cracking in Stainless; Chem. Eng., jan 4, 1978.
- 73.-Mc Intire, R.: Evaluating the cost of corrosion control methods; Chem. Eng., april 5, 1982.
- 74.-Nicklin, D.J. & Davison; Trans. Inst. Chem. Eng., 40, 61 (1962).

- 75.-Niemeyer, E.R.: Check this points when designing knock out drums; Hyd. Proc. and Petrol. Ref., vol 40, no.6, June 1961, pag 155.
- 76.-Olijic, Zarco: Predicting two phase flow friction los in horizontal pipes; Chem. Eng., June 24, 1986.
- 77.-Pierse, R.P.: Protecting metal from corrosive atmospheres; Chem. Eng., June 11, 1971.
- 78.-Purarelli, C.: Optimum design of horizontal liquid-vapor separators; Chem. Eng., may 27, 1985.
- 79.-Purarelli, C.: Direct sizing of gravity settler; Chem. Eng., sept 22, 1980, pag 182.
- 80.-Purarelli, C.: How to size a gravity settler with an internal weir; Chem. Eng., June 29, 1981.
- 81.-Quigley, H.A.: Nomograph simplifies selection of tank dimension; Chem. Eng., april 10, 1987.
- 82.-Rhoden, Max.: Use nomograph to calculate weight of elliptical heads; Chem. Eng., mayo 10 1965.
- 83.-Santi, Ermilo: Finding volume in partially filled tanks; Chem. Eng., junio 18 1979.
- 84.-Sarma, H.: How to size gas scrubbers; Hyd. Proces., sept. 1961.
- 85.-Sigales, B.: How to design reflux drums; Chem. Eng., mayo 3 1975.
- 86.-Sigales, B.: How to design settling drums; Chem. Eng., junio 23 1975.
- 87.-Sigales, B.7 Diseno de recipientes de proceso para la industria de procesos parte V (proporciones-costo); Ing. Quimica, 1978.
- 88.-Sigales, B.: Diseno de recipientes de proceso para la industria de proceso, parte IV; Ing. Quimica. Octubre 1978.
- 89.-Sigales, B.: More on design of reflux drums; Chem. Eng., junio 23 1975.
- 90.-Scheiman, A.: Size vapor-liquid separators quicker by nomograph; Hyd. Proc. and Pet. Refiner, Oct. 1963, vol 42, No. 10.
- 91.-Scheiman, A.: Use nomograph to size horizontal vapor-liquid separators; Hyd. Proc. & Petroleum Refiner, mayo 1964, vol 43, No 5.
- 92.-Simon, H.: Relief system optimization; Chem Eng. Prog., vol 68, No. 5, mayo 1972.
- 93.-Simpson, Larry L.: Design plant piping; Chem. Eng., abril 3 1978.
- 94.-Smith, B.: Charts used for esier pipe sizing; Hyd. Proc. mayo 1979.
- 95.-Smith, Tony: The Al to Zn of process plant materials; Process Eng., oct. 1980.
- 96.-Reynolds, C.: Entrainment eliminators save money; Petroleum Refiner, vol 32 No. 7, julio 1953.
- 97.-Stikwoort, W.J.: Piping reactions on pressure vessels; Chem. Eng. julio 7 1980.
- 98.-Walas, S.M.: Rules of thumb selecting and designing equipment Chem. Eng., nov. 7 1987.

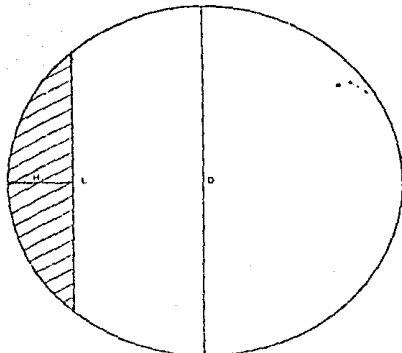
- 99.-Watkins, R.N.: Sizing separators and acumulators; Hyd. Proc., vol. 46 No. 11, nov 1967.
- 100.-Willis, R.P.: Rapid sizing of vessel nozzle for safety valve service; Chem. Eng., junio 6 1977.
- 101.-Woolfolk, Warren: Process safety relief valve testing; CEE.P., marzo 1984.
- 102.-Wu, F.H.: Drum Separators design: A new approach, Chem. Eng. abril 2 1984.
- 103.-York, otto H.: Performance of wire mesh demister; Chem. Eng. Prog., vol. 50, agosto 1954.
- 104.-Younger, A.H.: How to size future process vessels; Chem. Eng., mayo 1955.
- 105.-Zanetti, R.: Good breaks for rupture discs; Chem. Eng., oct. 15 1984.
- 106.-Zanker, A.: Nomograph quickly finds tanks indiked-in area; Hyd. Processing, mayo 1979.
- 107.-Zenizo, Carlos A.: modelo matematico para la simulacion de calda de presion en flujo de dos fases; Revista del IMIQ, jun. 1978.
- 108.-Zook, Roy J.: Rupture discs for low brust pressure; Chem. Eng., marzo 1 1976.

DISEÑO HIDRAULICO
Y
ESPECIFICACION

APENDICE

DE RECIPIENTES
DE PROCESO

APENDICE A1 FUNCIONES SEGMENTALES



- D = TOWER DIAMETER
- H = CHORD HEIGHT
- L = CHORD LENGTH
- A_c = CHORD AREA
- A_t = TOWER AREA

H/D 0.000			H/D 0.100			H/D 0.200			H/D 0.300			H/D 0.400			H/D 0.500		
L/D	A _c /A _t	A _t /A _t	L/D	A _c /A _t	A _t /A _t	L/D	A _c /A _t	A _t /A _t	L/D	A _c /A _t	A _t /A _t	L/D	A _c /A _t	A _t /A _t	L/D	A _c /A _t	A _t /A _t
0.000	0.000	0.000	0.100	0.330	0.0048	0.200	0.619	0.0114	0.300	0.875	0.0245	0.400	1.143	0.0426	0.500	1.416	0.075
0.005	0.047	0.0007	0.200	0.619	0.0250	0.300	1.143	0.0481	0.400	1.416	0.0917	0.500	1.690	0.164	0.600	1.963	0.273
0.010	0.093	0.0017	0.300	1.143	0.0500	0.400	1.690	0.1034	0.500	1.963	0.164	0.600	2.236	0.273	0.700	2.509	0.385
0.015	0.139	0.0026	0.400	1.690	0.0750	0.500	1.963	0.164	0.600	2.236	0.273	0.700	2.509	0.385	0.800	2.782	0.497
0.020	0.185	0.0035	0.500	1.963	0.1000	0.600	2.236	0.273	0.700	2.509	0.385	0.800	2.782	0.497	0.900	3.055	0.609
0.025	0.231	0.0044	0.600	2.236	0.1250	0.700	2.509	0.385	0.800	2.782	0.497	0.900	3.055	0.609	1.000	3.328	0.721
0.030	0.277	0.0053	0.700	2.509	0.1500	0.800	2.782	0.497	0.900	3.055	0.609	1.000	3.328	0.721	1.100	3.601	0.833
0.035	0.323	0.0062	0.800	2.782	0.1750	0.900	3.055	0.609	1.000	3.328	0.721	1.100	3.601	0.833	1.200	3.874	0.945
0.040	0.369	0.0071	0.900	3.055	0.2000	1.000	3.328	0.721	1.100	3.601	0.833	1.200	3.874	0.945	1.300	4.147	1.057
0.045	0.415	0.0080	1.000	3.328	0.2250	1.100	3.601	0.833	1.200	3.874	0.945	1.300	4.147	1.057	1.400	4.420	1.169
0.050	0.461	0.0089	1.100	3.601	0.2500	1.200	3.874	0.945	1.300	4.147	1.057	1.400	4.420	1.169	1.500	4.693	1.281
0.055	0.507	0.0098	1.200	3.874	0.2750	1.300	4.147	1.057	1.400	4.420	1.169	1.500	4.693	1.281	1.600	4.966	1.393
0.060	0.553	0.0107	1.300	4.147	0.3000	1.400	4.420	1.169	1.500	4.693	1.281	1.600	4.966	1.393	1.700	5.239	1.505
0.065	0.599	0.0116	1.400	4.420	0.3250	1.500	4.693	1.281	1.600	4.966	1.393	1.700	5.239	1.505	1.800	5.512	1.617
0.070	0.645	0.0125	1.500	4.693	0.3500	1.600	4.966	1.393	1.700	5.512	1.505	1.800	5.512	1.505	1.900	5.785	1.729
0.075	0.691	0.0134	1.600	4.966	0.3750	1.700	5.239	1.505	1.800	5.785	1.617	1.900	5.785	1.505	2.000	6.058	1.841
0.080	0.737	0.0143	1.700	5.239	0.4000	1.800	5.512	1.617	1.900	6.058	1.729	2.000	6.058	1.505	2.100	6.331	1.953
0.085	0.783	0.0152	1.800	5.512	0.4250	1.900	5.785	1.729	2.000	6.331	1.841	2.100	6.331	1.505	2.200	6.604	2.065
0.090	0.829	0.0161	1.900	5.785	0.4500	2.000	6.058	1.841	2.100	6.604	1.953	2.200	6.604	1.505	2.300	6.877	2.177
0.095	0.875	0.0170	2.000	6.058	0.4750	2.100	6.331	1.953	2.200	6.877	2.065	2.300	6.877	1.505	2.400	7.150	2.289
0.100	0.921	0.0179	2.100	6.331	0.5000	2.200	6.604	2.065	2.300	7.150	2.177	2.400	7.150	1.505	2.500	7.423	2.401
0.105	0.967	0.0188	2.200	6.604	0.5250	2.300	6.877	2.177	2.400	7.423	2.289	2.500	7.423	1.505	2.600	7.696	2.513
0.110	1.013	0.0197	2.300	6.877	0.5500	2.400	7.150	2.289	2.500	7.696	2.401	2.600	7.696	1.505	2.700	7.969	2.625
0.115	1.059	0.0206	2.400	7.150	0.5750	2.500	7.423	2.401	2.600	7.969	2.513	2.700	7.969	1.505	2.800	8.242	2.737
0.120	1.105	0.0215	2.500	7.423	0.6000	2.600	7.696	2.513	2.700	8.242	2.625	2.800	8.242	1.505	2.900	8.515	2.849
0.125	1.151	0.0224	2.600	7.696	0.6250	2.700	7.969	2.625	2.800	8.515	2.737	2.900	8.515	1.505	3.000	8.788	2.961
0.130	1.197	0.0233	2.700	7.969	0.6500	2.800	8.242	2.737	2.900	8.788	2.849	3.000	8.788	1.505	3.100	9.061	3.073
0.135	1.243	0.0242	2.800	8.242	0.6750	2.900	8.515	2.849	3.000	9.061	3.131	3.100	9.061	1.505	3.200	9.334	3.185
0.140	1.289	0.0251	2.900	8.515	0.7000	3.000	8.788	2.961	3.100	9.334	3.289	3.200	9.334	1.505	3.300	9.607	3.297
0.145	1.335	0.0260	3.000	8.788	0.7250	3.100	9.061	3.131	3.200	9.607	3.401	3.300	9.607	1.505	3.400	9.880	3.409
0.150	1.381	0.0269	3.100	9.061	0.7500	3.200	9.334	3.289	3.300	9.880	3.513	3.400	9.880	1.505	3.500	10.153	3.521
0.155	1.427	0.0278	3.200	9.334	0.7750	3.300	9.607	3.401	3.400	10.153	3.625	3.500	10.153	1.505	3.600	10.426	3.633
0.160	1.473	0.0287	3.300	9.607	0.8000	3.400	9.880	3.513	3.500	10.426	3.737	3.600	10.426	1.505	3.700	10.699	3.745
0.165	1.519	0.0296	3.400	9.880	0.8250	3.500	10.153	3.625	3.600	10.699	3.849	3.700	10.699	1.505	3.800	10.972	3.857
0.170	1.565	0.0305	3.500	10.153	0.8500	3.600	10.426	3.737	3.700	10.972	3.961	3.800	10.972	1.505	3.900	11.245	3.969
0.175	1.611	0.0314	3.600	10.426	0.8750	3.700	10.699	3.849	3.800	11.245	4.073	3.900	11.245	1.505	4.000	11.518	4.081
0.180	1.657	0.0323	3.700	10.699	0.9000	3.800	10.972	3.961	3.900	11.518	4.185	4.000	11.518	1.505	4.100	11.791	4.193
0.185	1.703	0.0332	3.800	10.972	0.9250	3.900	11.245	4.073	4.000	11.791	4.297	4.100	11.791	1.505	4.200	12.064	4.305
0.190	1.749	0.0341	3.900	11.245	0.9500	4.000	11.518	4.185	4.100	12.064	4.409	4.200	12.064	1.505	4.300	12.337	4.417
0.195	1.795	0.0350	4.000	11.518	0.9750	4.100	11.791	4.297	4.200	12.337	4.521	4.300	12.337	1.505	4.400	12.610	4.529
0.200	1.841	0.0359	4.100	11.791	1.0000	4.200	12.064	4.409	4.300	12.610	4.633	4.400	12.610	1.505	4.500	12.883	4.641

H/D F100 4 10 44				H/D F100 4 10 44				H/D F100 4 10 44							
H/D	L/D	A ₁ /A _T	A ₂ /A _T	H/D	L/D	A ₁ /A _T	A ₂ /A _T	H/D	L/D	A ₁ /A _T	A ₂ /A _T	H/D	L/D	A ₁ /A _T	A ₂ /A _T
1000	9165	2523	1300	9310	2715	1420	9475	2953	1600	9600	3241	1800	9708	3487	
1005	9170	2529	1305	9311	2715	1405	9478	2904	1605	9603	3247	1805	9710	3491	
1010	9176	2535	1310	9317	2721	1415	9480	2910	1610	9608	3253	1810	9716	3497	
1015	9181	2541	1315	9324	2727	1425	9484	2916	1615	9614	3259	1815	9722	3503	
1020	9187	2547	1320	9330	2732	1435	9488	2922	1620	9617	3265	1820	9728	3509	
1025	9193	2552	1325	9336	2738	1445	9491	2928	1625	9624	3272	1825	9733	3515	
1030	9199	2558	1330	9342	2744	1455	9495	2934	1630	9629	3278	1830	9739	3521	
1035	9204	2564	1335	9348	2750	1465	9499	2940	1635	9635	3284	1835	9745	3527	
1040	9210	2570	1340	9354	2756	1475	9503	2946	1640	9641	3290	1840	9751	3533	
1045	9216	2576	1345	9360	2762	1485	9507	2952	1645	9647	3296	1845	9757	3539	
1050	9222	2582	1350	9366	2768	1495	9511	2958	1650	9653	3302	1850	9763	3545	
1055	9228	2588	1355	9372	2774	1505	9515	2964	1655	9659	3308	1855	9769	3551	
1060	9234	2594	1360	9378	2780	1515	9519	2970	1660	9665	3314	1860	9775	3557	
1065	9240	2600	1365	9384	2786	1525	9523	2976	1665	9671	3320	1865	9781	3563	
1070	9246	2606	1370	9390	2792	1535	9527	2982	1670	9677	3326	1870	9787	3569	
1075	9252	2612	1375	9396	2798	1545	9531	2988	1675	9683	3332	1875	9793	3575	
1080	9258	2618	1380	9402	2804	1555	9535	2994	1680	9689	3338	1880	9799	3581	
1085	9264	2624	1385	9408	2810	1565	9539	2999	1685	9695	3344	1885	9805	3587	
1090	9270	2630	1390	9414	2816	1575	9543	3005	1690	9701	3350	1890	9811	3593	
1095	9276	2636	1395	9420	2822	1585	9547	3011	1695	9707	3356	1895	9817	3599	
1100	9282	2642	1400	9426	2828	1595	9551	3017	1700	9713	3362	1900	9823	3605	
1105	9288	2648	1405	9432	2834	1605	9555	3023	1705	9719	3368	1905	9829	3611	
1110	9294	2654	1410	9438	2840	1615	9559	3029	1710	9725	3374	1910	9835	3617	
1115	9300	2660	1415	9444	2846	1625	9563	3035	1715	9731	3380	1915	9841	3623	
1120	9306	2666	1420	9450	2852	1635	9567	3041	1720	9737	3386	1920	9847	3629	
1125	9312	2672	1425	9456	2858	1645	9571	3047	1725	9743	3392	1925	9853	3635	
1130	9318	2678	1430	9462	2864	1655	9575	3053	1730	9749	3398	1930	9859	3641	
1135	9324	2684	1435	9468	2870	1665	9579	3059	1735	9755	3404	1935	9865	3647	
1140	9330	2690	1440	9474	2876	1675	9583	3065	1740	9761	3410	1940	9871	3653	
1145	9336	2696	1445	9480	2882	1685	9587	3071	1745	9767	3416	1945	9877	3659	
1150	9342	2702	1450	9486	2888	1695	9591	3077	1750	9773	3422	1950	9883	3665	
1155	9348	2708	1455	9492	2894	1705	9595	3083	1755	9779	3428	1955	9889	3671	
1160	9354	2714	1460	9498	2900	1715	9599	3089	1760	9785	3434	1960	9895	3677	
1165	9360	2720	1465	9504	2906	1725	9603	3095	1765	9791	3440	1965	9901	3683	
1170	9366	2726	1470	9510	2912	1735	9607	3101	1770	9797	3446	1970	9907	3689	
1175	9372	2732	1475	9516	2918	1745	9611	3107	1775	9803	3452	1975	9913	3695	
1180	9378	2738	1480	9522	2924	1755	9615	3113	1780	9809	3458	1980	9919	3701	
1185	9384	2744	1485	9528	2930	1765	9619	3119	1785	9815	3464	1985	9925	3707	
1190	9390	2750	1490	9534	2936	1775	9623	3125	1790	9821	3470	1990	9931	3713	
1195	9396	2756	1495	9540	2942	1785	9627	3131	1795	9827	3476	1995	9937	3719	
1200	9402	2762	1500	9546	2948	1795	9631	3137	1800	9833	3482	2000	9943	3725	
1205	9408	2768	1505	9552	2954	1805	9635	3143	1805	9839	3488	2005	9949	3731	
1210	9414	2774	1510	9558	2960	1815	9639	3149	1810	9845	3494	2010	9955	3737	
1215	9420	2780	1515	9564	2966	1825	9643	3155	1815	9851	3500	2015	9961	3743	
1220	9426	2786	1520	9570	2972	1835	9647	3161	1820	9857	3506	2020	9967	3749	
1225	9432	2792	1525	9576	2978	1845	9651	3167	1825	9863	3512	2025	9973	3755	
1230	9438	2798	1530	9582	2984	1855	9655	3173	1830	9869	3518	2030	9979	3761	
1235	9444	2804	1535	9588	2990	1865	9659	3179	1835	9875	3524	2035	9985	3767	
1240	9450	2810	1540	9594	2996	1875	9663	3185	1840	9881	3530	2040	9991	3773	
1245	9456	2816	1545	9600	3002	1885	9667	3191	1845	9887	3536	2045	9997	3779	
1250	9462	2822	1550	9606	3008	1895	9671	3197	1850	9893	3542	2050	10003	3785	
1255	9468	2828	1555	9612	3014	1905	9675	3203	1855	9899	3548	2055	10009	3791	
1260	9474	2834	1560	9618	3020	1915	9679	3209	1860	9905	3554	2060	10015	3797	
1265	9480	2840	1565	9624	3026	1925	9683	3215	1865	9911	3560	2065	10021	3803	
1270	9486	2846	1570	9630	3032	1935	9687	3221	1870	9917	3566	2070	10027	3809	
1275	9492	2852	1575	9636	3038	1945	9691	3227	1875	9923	3572	2075	10033	3815	
1280	9498	2858	1580	9642	3044	1955	9695	3233	1880	9929	3578	2080	10039	3821	
1285	9504	2864	1585	9648	3050	1965	9699	3239	1885	9935	3584	2085	10045	3827	
1290	9510	2870	1590	9654	3056	1975	9703	3245	1890	9941	3590	2090	10051	3833	
1295	9516	2876	1595	9660	3062	1985	9707	3251	1895	9947	3596	2095	10057	3839	
1300	9522	2882	1600	9666	3068	1995	9711	3257	1900	9953	3602	2100	10063	3845	
1305	9528	2888	1605	9672	3074	2005	9715	3263	1905	9959	3608	2105	10069	3851	
1310	9534	2894	1610	9678	3080	2015	9719	3269	1910	9965	3614	2110	10075	3857	
1315	9540	2900	1615	9684	3086	2025	9723	3275	1915	9971	3620	2115	10081	3863	
1320	9546	2906	1620	9690	3092	2035	9727	3281	1920	9977	3626	2120	10087	3869	
1325	9552	2912	1625	9696	3098	2045	9731	3287	1925	9983	3632	2125	10093	3875	
1330	9558	2918	1630	9702	3104	2055	9735	3293	1930	9989	3638	2130	10099	3881	
1335	9564	2924	1635	9708	3110	2065	9739	3299	1935	9995	3644	2135	10105	3887	
1340	9570	2930	1640	9714	3116	2075	9743	3305	1940	10001	3650	2140	10111	3893	
1345	9576	2936	1645	9720	3122	2085	9747	3311	1945	10007	3656	2145	10117	3899	
1350	9582	2942	1650	9726	3128	2095	9751	3317	1950	10013	3662	2150	10123	3905	
1355	9588	2948	1655	9732	3134	2105	9755	3323	1955	10019	3668	2155	10129	3911	
1360	9594	2954	1660	9738	3140	2115	9759	3329	1960	10025	3674	2160	10135	3917	
1365	9600	2960	1665	9744	3146	2125	9763	3335	1965	10031	3680	2165	10141	3923	
1370	9606	2966	1670	9750	3152	2135	9767	3341	1970	10037	3686	2170	10147	3929	
1375	9612	2972	1675	9756	3158	2145	9771	3347	1975	10043	3692	2175	10153	3935	
1380	9618	2978	1680	9762	3164	2155	9775	3353	1980	10049	3698	2180	10159	3941	
1385	9624	2984	1685	9768	3170	2165	9779	3359	1985	10055	3704	2185	10165	3947	
1390	9630	2990	1690	9774	3176	2175	9783	3365	1990	10061	3710	2190	10171	3953	
1395	9636	2996	1695	9780	3182	2185	9787	3371	1995	10067	3716	2195	10177	3959	
1400	9642	3002	1700	9786	3188	2195	9791	3377	2000	10073	3722	2200	10183	3965	
1405	9648	3008	1705	9792	3194	2205	9795	3383	2005	10079	3728	2205	10189	3971	
1410	9654	3014	1710	9798	3200	2215	9799	3389	2010	10085	3734	2210	10195	3977	
1415	9														

APENDICE B1

VELOCIDADES RECOMENDADAS PARA FLUIDOS EN TUBERIAS (89).

FLUIDO	VELOCIDAD	MAT. TUBERIA
Acetileno	4000 fpm	acero
Aceite lubricante	6 fps	acero
Acido Clorhidrico		
-liquido	5 fps	goma
-gas	4000 fpm	goma
Acido Sulfurico		
-88 a 93%	4 fps	ac. inox 316
-93 a 100%	4 fps	ac. ced. 80
Agua		
-servicio promedio	3-8 fps	acero
-alim. a caldera	4-12 fps	acero
-succión a bombas	1-5 fps	acero
-maximo económico	7-10 fps	acero
-agua de mar	5-8 fps	acero
-concreto	5-12 fps	concreto
Aire 0-30 psig	4000 fpm	acero
Amoniaco		
-liquido	6 fps	acero
-gas	6000 fpm	acero
Benceno	6 fps	acero
Bromo		
-liquido	4 fps	vidrio
-gas	2000 fpm	vidrio
Cloruro de Calcio	4 fps	acero
Cloruro de metilo		
-liquido	6 fps	acero
-gas	6000 fpm	acero
Cloruro de vinilo	6 fps	acero
Cloruro de vinil dieno	6 fps	acero
Cloro (seco)		
-Liquido	5 fps	acero cd.80
-Gas	2000-5000 fpm	acero cd.80
Clorofotmo		
-liquido	6 fps	cobre & acero
-gas	2000 fpm	cobre & acero
Cloro de sodio sln.		
-sin solidos	5 fps	acero
-con solidos	6-15 fps	monel, niquel
Dibromuro de etileno	4 fps	vidrio
Dicloruro de etileno	6 fps	acero
Dióxido de azufre	4000 fpm	acero
Etilen glicol	6 fps	acero
Etileno gas	6000 fpm	acero

APENDICE B1

**VELOCIDADES RECOMENDADAS PARA FLUIDOS EN TUBERIAS (B9).
(continuación)**

FLUIDO	VELOCIDAD	MAT. TUBERIA
Estireno	6 fps	acero
Gas natural	6000 fpm	acero
Hidrógeno	4000 fpm	acero
Hidróxido de sodio		
-0-30%	6 fps	acero
-30-50%	5 fps	y
-50-73%	4 fps	níquel
Oxígeno (T.amb.o baja)	4000 fpm	ac.inox 304
Percloroetileno	6 fps	acero
Propilenglicol	5 fps	acero
Tricloroetileno	6 fps	acero
Vapor		
-0-30 psi sat.	4000-6000 fpm	acero
-30-150 psi sobrecalent. saturado	6000-10000 fpm	acero
-mayo a 150 psi sobrecal.		
	6500-15000 fpm	acero
-tuberías cortas	15000 fpm max.	acero

APENDICE B2

CRITERIOS DE CAIDA DE PRESION PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS POR 100 FT.

CORRIENTE DE PROCESO	D (plg.)	V _{max.} (fps)	P(psi)
1.- Succión de bombas			
- líquido sat.	<= 2	0.5-1.2	0.05-0.25
	3 - 8	1.5-2.5	0.05-0.25
	10 - 20	2.5-3.5	0.05-0.50
	> 20	3.5-4.0	0.05-0.50
- líquido subenf.	<= 2	1.0-2.0	0.10-1.00
	3 - 8	2.0-4.0	0.10-1.00
	10 - 20	3.0-6.0	0.10-2.00
	> 20	6.0-8.0	0.10-2.00
2.- Descarga de bombas			
	<= 2	1.0-4.0	1.00-4.00
	3	5.0-8.0	1.00-3.00
	10 - 20	8.0-10	1.00-3.00
	> 20	10 -15	1.00-2.00
3.- Bajante líquido de un rehervidor.			
	----	1.0-4.0	0.15
4.- Líneas de un refrig.			
	----	2.0-4.0	0.14
5.- Alimentación a enfriadores			
	----	5.0	----
6.- Residuo de fondos en una torre			
	----	4.0-6.0	0.60
7.- Alimentación a torre fraccionadora.			
	----	4.0-6.0	----
8.- Salida de condensador			
	----	3.0-5.0	0.50
9.- Gases y vapores			
- P=0 psig	----	----	0.10
- 0 < P < 50 Psig	----	----	0.15
- 50 < P < 150 Psig	----	----	0.30
- 150 < P < 200 Psig	----	----	0.60
- 200 < P < 500 Psig	----	----	1.50
- P > 500 psig	----	----	2.00
10.- Entrada a condensador			
	----	25-100	----

APENDICE B2

CRITERIOS DE CAIDA DE PRESION PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS POR 100 FT. (Continuación)

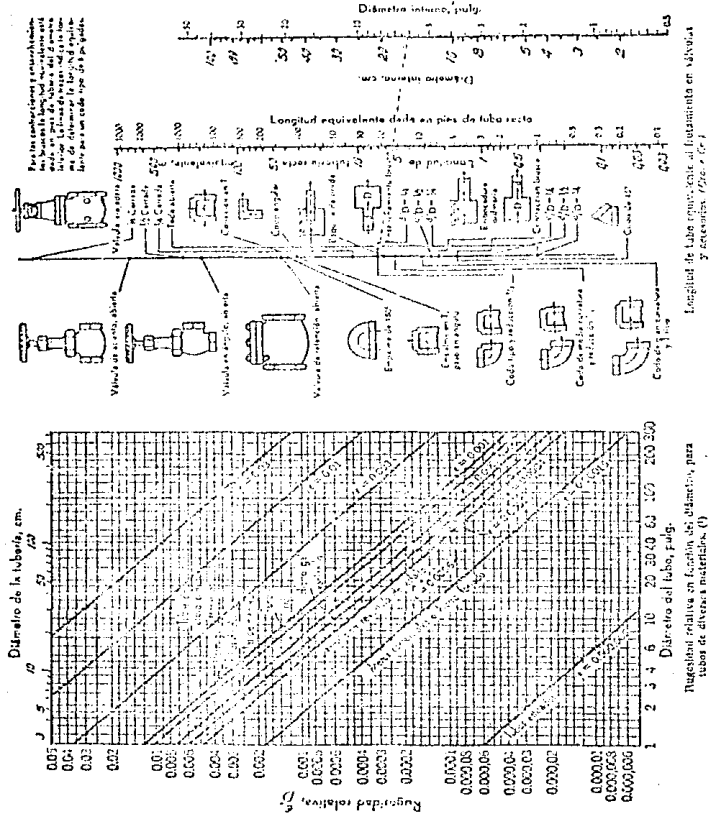
CORRIENTE DE PROCESO	D (plg.)	Vmax. (fps)	P (psi)
11.- Entrada a una tubería de gas.	----	120-320	3.00
12.- Succión de un compresor	----	----	0.50
13.- Descarga de un compresor	----	100-250	1.00
14.- Cabezales de distrib. general	----	----	0.50
15.- Vapor de domo de fraccionador			
- P <= 10 psig	----	125-200	0.10
- P > 10 psig	----	125-200	0.50
16.- Agua			
- Líneas de drenes	<= 2	3-4	----
	3-10	3-5	----
- alim. a calderas	<= 2	3-4	----
	3-8	5-8	----
	10-20	8-10	----
	> 20	10-15	----
- agua de efito, cabezales grandes	----	15	0.15-2.0
a) ramales y cabezales chicos.	----	6	----
17.- Vapor de agua			
- 0 < P < 50 psi	----	----	0.25
- 50 < P < 150 psi	----	----	0.50
- 150 < P < 300 psi	----	----	1.00
- 300 < P < 500 psi	----	----	1.50
- P > 500 psi			
a) líneas de mas de 600 ft	----	----	0.50
b) líneas menores de 600 ft	----	----	1.00
c) ramales pequeños	----	----	2.50
d) entrada a turbinas	----	120-320	3.00
e) entrada a bombas reciprocantes.	----	15	----
f) líneas de descarga (P > 1 atm)	----	----	0.50

APPENDICE B2

CRITERIOS DE CAIDA DE PRESION PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE
TUBERIAS POR 100 FT.
(Continuación)

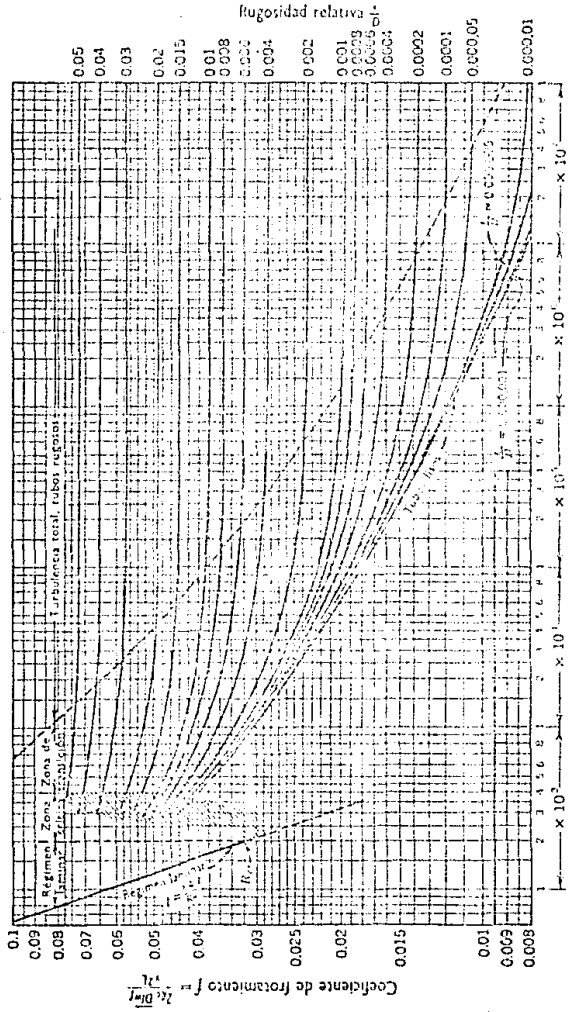
CORRIENTE DE PROCESO	D (plg.)	Vmax.(fps)	P(psi)
18.- Vapor saturado	<= 3	90	----
	4	120	----
	6	180	----
	> 6	200	----
19.- Vapor sobrecalentado	<= 3	90	----
	4	120	----
	6	180	----
	> 6	250	----

APENDICE B3 RUGOSIDAD RELATIVA (/D) EN TUBERIAS COMERCIALES



APENDICE B4

DIAGRAMA DE HOODY PARA DETERMINACION DEL FACTOR DE FRICCIÓN



Número de Reynolds $Re = \frac{C v^2}{\nu}$

Coeficiente de fricción $f = \frac{\Delta P}{\rho V^2}$ en función del número de Reynolds y de la rugosidad relativa de la superficie del tubo. (1)

APENDICE B5
DIMENSIONES DE TUBERIAS COMERCIALES

Nominal Pipe Size	Outside Diameter	Thickness	Inside Diameter		Inside Diameter Functions (In Inches)				Transverse Internal Area		
			Inches	Feet	D ²	D ³	D ⁴	D ⁵	S ₁ In.	S ₂ Ft.	
											Inches
Schedule 10	14	0.250	13.5	1.125	181.25	2480.4	33215	448400	143.14	0.994	
	16	0.250	15.5	1.291	240.25	3721.9	57720	694950	184.80	1.310	
	18	0.250	17.5	1.458	309.25	5353.4	83757	1041300	240.53	1.670	
	20	0.250	19.5	1.625	380.25	7411.9	114350	1443500	304.84	2.074	
	24	0.250	23.5	1.958	534.25	12927.	204950	2716700	433.74	3.012	
	30	0.312	29.276	2.448	862.95	23350.	744288.	11864218.	677.76	4.797	
Schedule 20	8	0.625	0.750	8.125	0.6728	66.02	536.38	4359.3	35409	51.88	0.3961
	10	0.750	1.025	10.25	0.8542	105.06	1076.9	11038.	113141.	82.52	0.5731
	12	0.750	1.275	12.25	1.021	150.06	1838.3	22518.	275865.	117.86	0.8145
	14	0.312	1.376	1.111	174.92	2393.2	32622.	428797.	160.87	0.9754	
	16	0.312	15.376	1.281	236.42	3635.2	55904.	850412.	185.60	1.292	
Schedule 30	8	0.312	12.376	1.448	201.82	5246.2	91158.	1583878.	237.12	1.648	
	10	0.375	19.150	1.601	370.36	7142.1	157417.	2843352.	291.64	2.021	
	12	0.375	23.25	1.937	540.50	12594.	292205.	6793332.	424.56	2.548	
	14	0.300	29.00	2.417	811.0	24387.	707281.	20511149.	660.52	4.587	
	8	0.625	0.277	8.071	0.6728	65.14	525.75	4743.2	34248.	51.16	0.3531
Schedule 40	10	0.307	10.136	0.8447	102.74	1041.4	10555.	106987.	80.69	0.5663	
	12	0.330	12.09	0.9751	146.17	1767.2	21316.	258204.	114.80	0.7752	
	14	0.312	13.25	1.044	175.59	2325.7	30821.	408304.	128.88	0.9575	
	16	0.375	15.25	1.2765	232.50	3549.6	54954.	824801.	152.65	1.208	
	18	0.438	17.114	1.4270	294.23	5021.3	75944.	1127197.	210.30	1.5290	
Schedule 60	20	0.500	19.09	1.5833	361.00	6859.0	103121.	1479099.	283.53	1.969	
	24	0.562	22.876	1.9063	523.31	11971.	172853.	2664703.	411.00	2.854	
	30	0.625	28.75	2.3988	826.50	23764.	663201.	19647160.	649.18	4.503	
	1/4	0.405	0.668	0.729	0.6728	0.6724	0.6195	0.005242	0.00141	0.057	0.00043
	1/2	0.540	0.988	0.970	0.703	0.725	0.6482	0.01758	0.00439	0.163	0.00772
Schedule 80	3/4	0.675	0.991	0.993	0.641	0.7430	0.7198	0.05905	0.02192	0.191	0.00133
	1	0.840	1.099	0.822	0.6511	0.8369	0.7466	0.1497	0.09310	0.304	0.00211
	1 1/4	1.050	1.113	0.824	0.6637	0.679	0.5595	0.4610	0.3799	0.533	0.00371
	1 1/2	1.315	1.133	1.049	0.6874	1.100	1.154	1.270	0.864	0.864	0.00900
	1 3/4	1.660	1.140	1.380	0.7150	1.904	2.628	3.625	5.005	1.495	0.01040
Schedule 100	2	1.900	1.145	1.610	0.7347	2.592	4.173	6.718	10.82	2.036	0.01414
	2 1/2	2.375	1.154	2.067	0.7722	4.272	8.831	18.750	37.77	3.355	0.02330
	3	2.875	1.203	2.469	0.2057	6.096	15.051	37.161	91.75	4.788	0.03321
	3 1/2	3.500	0.716	3.068	0.2557	9.412	25.878	88.605	171.8	7.393	0.05110
	4	4.000	0.726	3.548	0.2957	12.59	44.663	158.51	362.2	9.856	0.06870
Schedule 120	4 1/2	4.500	0.737	4.026	0.3355	16.21	65.256	261.76	1954	12.730	0.08840
	5	5.563	0.258	5.047	0.4206	25.47	128.56	648.72	3275.	20.006	0.1360
	6	6.625	0.280	6.095	0.5051	36.78	213.10	1351.8	6106.	28.891	0.2096
	8	8.625	0.322	7.981	0.6681	61.70	508.36	4057.7	33380.	50.027	0.3474
	10	10.75	0.365	10.02	0.8359	100.4	1696.0	10030.	101390.	78.655	0.5475
Schedule 140	12	12.75	0.406	11.933	0.9685	141.5	2701.3	20306.	24470.	111.93	0.7375
	14	14.0	0.438	13.124	1.0937	172.24	2760.5	29966.	38444.	135.78	0.9194
	16	16.0	0.500	15.000	1.250	225.0	3375.0	50625.	59375.	176.72	1.2272
	18	18.0	0.562	16.876	1.4063	284.8	4806.3	81111.	136820.	213.68	1.5533
	20	20.0	0.593	18.814	1.5678	354.0	6659.5	115370.	235724.	278.00	1.9105
Schedule 160	24	24.0	0.687	22.626	1.8855	511.9	11583.	262040.	592975.	407.07	2.7921
	8	0.625	0.405	7.815	0.6511	61.04	476.93	3725.9	29113.	47.99	0.3329
	10	10.75	0.563	9.730	0.8125	95.06	926.86	8036.4	85110.	74.66	0.5155
	12	12.75	0.562	11.626	0.9688	135.16	1591.4	18168.	213398.	109.16	0.7374
	14	14.0	0.593	12.814	1.0678	164.20	2104.0	25962.	345480.	128.90	0.9236
Schedule 180	16	16.0	0.656	14.688	1.2240	215.74	3168.6	46144.	64014.	149.44	1.1766
	18	18.0	0.750	16.500	1.3750	272.25	4492.1	74170.	122298.	213.83	1.4849
	20	20.0	0.812	18.376	1.5313	317.63	6205.2	114028.	209534.	285.21	1.9117
	24	24.0	0.958	22.064	1.8387	480.82	10741.	236994.	522630.	367.35	2.5557
	1/4	0.405	0.995	0.715	0.6129	0.6462	0.009994	0.002134	0.000459	0.016	0.00045
Schedule 200	3/4	0.540	1.119	0.702	0.6152	0.6912	0.0275	0.008117	0.02513	0.072	0.00050
	1	0.675	1.126	0.823	0.6353	0.7769	0.0757	0.03109	0.01354	0.141	0.0018
	1 1/4	0.840	1.147	0.746	0.6455	0.2961	0.1628	0.08886	0.04852	0.134	0.0011
	1 1/2	1.050	0.154	0.542	0.6618	0.5504	0.4065	0.1031	0.2249	0.413	0.0030
	1 3/4	1.315	0.179	0.957	0.6797	0.4159	0.8763	0.8387	0.8017	0.719	0.0049
2	1.660	0.191	1.278	0.7063	1.613	2.082	2.6667	1.409	1.251	0.0089	

Nominal Pipe Size Inches	Outside Diameter Inches	Thick-ness Inches	Inside Diameter		Inside Diameter Functions (In Inches)				Transverse Internal Area	
			d Inches	D Feet	d^2	d^3	d^4	d^5	A Sq. In.	A Sq. Ft.
Standard Wall Pipe										
1/4	0.405	0.068	0.269	0.0224	0.0724	0.0195	0.00524	0.00141	0.057	0.00040
1/4	0.540	0.068	0.361	0.0303	0.1375	0.0482	0.01756	0.00919	0.104	0.00072
1/4	0.675	0.091	0.491	0.0411	0.2430	0.1198	0.05995	0.02942	0.191	0.00113
1/2	0.840	0.109	0.612	0.0518	0.3869	0.2466	0.1497	0.0931	0.304	0.00211
1/2	1.050	0.113	0.832	0.0687	0.679	0.5595	0.4010	0.3799	0.533	0.00321
1	1.315	0.143	1.049	0.0974	1.100	1.1554	1.210	1.270	0.864	0.00600
1 1/4	1.660	0.140	1.280	0.1150	1.904	2.428	3.625	5.905	1.495	0.01043
1 1/2	1.900	0.145	1.610	0.1342	2.582	4.173	6.718	10.32	2.036	0.01344
2	2.375	0.154	2.067	0.1712	4.372	8.831	18.150	37.72	3.355	0.02130
2 1/2	2.875	0.203	2.469	0.2057	6.096	15.051	37.161	91.75	4.788	0.03121
3	3.500	0.216	3.084	0.2557	9.413	28.878	68.965	271.8	7.393	0.05130
3 1/2	4.000	0.226	3.548	0.2937	12.58	44.663	158.51	562.2	9.856	0.06700
4	4.500	0.237	4.026	0.3355	16.21	67.206	262.76	1055.	12.239	0.08849
5	5.563	0.258	5.047	0.4206	23.47	128.56	648.72	3275	20.086	0.1390
6	6.625	0.280	6.065	0.5054	36.78	223.10	1352.8	8209.	28.891	0.2069
8	8.625	0.327	8.071	0.7725	63.14	575.75	4241.0	34248.	51.161	0.3553
8	8.625	0.322	7.981	0.6641	61.70	508.06	4037.7	32350.	50.037	0.3171
10	10.75	0.379	10.192	0.8393	101.88	1058.7	10759.	108676.	81.585	0.5066
10	10.75	0.367	10.136	0.8446	102.74	1041.4	10553.	106987.	80.691	0.5004
10	10.75	0.365	10.020	0.8350	100.4	1099.0	10800.	101060.	78.855	0.5475
12	12.75	0.430	12.090	1.0675	136.17	1767.7	21306.	258300.	111.80	0.7927
12	12.75	0.375	12.060	1.080	144.0	1728.0	20736.	248860.	113.10	0.7854

Extra Strong Pipe

1/4	0.405	0.093	0.215	0.0179	0.0462	0.09994	0.002134	0.000459	0.026	0.00025
1/4	0.540	0.119	0.302	0.0252	0.0912	0.06817	0.008117	0.002513	0.072	0.00050
1/4	0.675	0.126	0.413	0.0353	0.1780	0.0757	0.03201	0.01154	0.141	0.00094
1/2	0.840	0.147	0.546	0.0465	0.2981	0.1628	0.08066	0.04852	0.234	0.00163
1/2	1.050	0.154	0.742	0.0618	0.5506	0.4085	0.3032	0.2249	0.433	0.00300
1	1.315	0.179	0.957	0.0797	0.9158	0.8765	0.8037	0.8027	0.719	0.00499
1 1/4	1.660	0.191	1.276	0.1065	1.633	2.067	2.6067	3.409	1.283	0.00891
1 1/2	1.900	0.203	1.500	0.1250	2.250	3.375	5.067	7.594	1.767	0.01225
2	2.375	0.218	1.939	0.1616	3.760	7.290	14.136	27.41	2.953	0.02050
2 1/2	2.875	0.226	2.328	0.1936	5.396	12.536	29.117	67.64	4.238	0.02942
3	3.500	0.300	2.900	0.217	8.410	24.389	70.728	205.1	6.605	0.04587
3 1/2	4.000	0.318	3.364	0.2803	11.32	38.069	128.14	436.8	8.858	0.06170
4	4.500	0.337	3.826	0.3188	14.64	56.066	214.33	819.8	11.597	0.07986
5	5.563	0.375	4.812	0.4011	23.16	111.49	536.6	258.3	18.194	0.1263
6	6.625	0.412	5.801	0.4801	33.19	191.20	1101.6	6306.	26.067	0.1910
8	8.625	0.509	7.625	0.8154	64.11	441.12	3380.3	25775.	45.661	0.3171
10	10.75	0.500	9.250	0.8125	95.06	929.46	8026.4	84110.	74.662	0.5185
12	12.75	0.500	11.250	0.9292	138.1	1622.2	19022.	23970.	104.43	0.7528

Double Extra Strong Pipe

1/4	0.840	0.291	0.251	0.0210	0.0633	0.0169	0.004032	0.00102	0.030	0.00033
1/4	1.050	0.308	0.334	0.0302	0.1884	0.0817	0.03541	0.0118	0.148	0.00101
1	1.315	0.358	0.793	0.0436	0.3538	0.2143	0.1287	0.07721	0.282	0.00196
1 1/4	1.660	0.382	0.860	0.0717	0.8028	0.7193	0.6415	0.5725	0.630	0.00438
1 1/2	1.900	0.400	1.000	0.0917	1.210	1.331	1.4641	1.611	0.950	0.00609
2	2.375	0.436	1.500	0.1252	2.250	3.395	5.1031	7.620	1.774	0.01132
2 1/2	2.875	0.552	1.771	0.1476	3.136	5.554	9.8345	17.42	2.464	0.01710
3	3.500	0.603	2.300	0.1917	5.290	12.167	27.981	61.36	4.155	0.0285
3 1/2	4.000	0.636	2.778	0.2273	7.432	20.392	55.383	151.4	5.847	0.04055
4	4.500	0.671	3.153	0.2627	9.835	31.315	94.704	311.1	7.803	0.05419
5	5.563	0.759	4.061	0.3386	16.54	67.073	172.58	1107.	12.966	0.08089
6	6.625	0.864	4.587	0.4231	23.65	117.15	575.04	2816.	18.835	0.1308
8	8.625	0.875	6.875	0.5229	47.27	124.95	3214.4	15380.	37.122	0.2576

Nominal Pipe Size	Outside Diameter	Thickness	Inside Diameter		Inside Diameter Functions (In Inches)				Transverse Internal Area	
			D	D	A	A	A	A	Sq In	Sq Ft
Inches	Inches	Inches	Inches	Feet						
Schedule 5 S										
1/2	0.840	0.065	0.710	0.6592	0.501	0.355	0.254	0.1804	0.396	0.00275
3/4	1.050	0.065	0.920	0.8787	0.635	0.479	0.376	0.659	0.664	0.00461
1	1.315	0.065	1.185	0.0955	1.404	1.684	1.972	2.337	1.103	0.00756
1 1/4	1.660	0.065	1.530	0.1275	2.341	3.567	5.480	8.384	1.839	0.01277
1 1/2	1.900	0.065	1.770	0.1475	3.133	5.515	9.815	17.37	2.461	0.01799
2	2.375	0.065	2.245	0.1971	5.040	11.31	25.40	57.03	3.958	0.02749
2 1/2	2.875	0.063	2.709	0.2258	7.339	19.88	53.86	145.9	5.764	0.04003
3	3.500	0.063	3.334	0.2775	11.12	37.06	123.6	411.9	9.713	0.06065
3 1/2	4.060	0.063	3.834	0.3195	14.70	56.36	216.1	828.4	11.545	0.08017
4	4.500	0.061	4.334	0.3912	18.75	81.41	352.8	1529.	14.750	0.1024
5	5.561	0.109	5.345	0.4434	28.57	152.7	816.2	4361.	22.439	0.1555
6	6.625	0.109	6.407	0.5339	41.05	263.0	1685.	10796.	32.241	0.2239
8	8.625	0.109	8.407	0.7096	70.98	534.2	4995.	41996.	55.517	0.3855
10	10.750	0.114	10.482	0.8375	109.9	1152.	12072.	126538.	86.215	0.5994
12	12.750	0.156	12.428	1.0565	151.7	1924.	22933.	297682.	121.80	0.8438

Schedule 10 S

1/2	0.405	0.049	0.307	0.0256	0.0942	0.0189	0.00888	0.00273	0.074	0.00051
3/4	0.540	0.065	0.410	0.0342	0.1681	0.0649	0.03826	0.01154	0.132	0.00092
1	0.675	0.065	0.545	0.0454	0.2970	0.1619	0.08822	0.04806	0.233	0.00162
1 1/4	0.840	0.063	0.674	0.0562	0.4543	0.3562	0.2064	0.1391	0.357	0.00248
1 1/2	1.050	0.063	0.864	0.0737	0.7815	0.6908	0.6107	0.5398	0.614	0.00426
2	1.315	0.109	1.097	0.0914	1.203	1.320	1.448	1.589	0.945	0.00636
2 1/4	1.660	0.109	1.442	0.1202	2.079	2.998	4.324	6.235	1.633	0.01134
2 1/2	1.900	0.109	1.682	0.1402	2.829	4.759	8.004	13.46	2.722	0.01543
3	2.375	0.109	2.157	0.1798	4.653	10.04	21.65	46.69	3.654	0.02538
3 1/2	2.875	0.120	2.635	0.2196	6.943	18.30	48.21	127.0	5.453	0.03787
4	3.500	0.120	3.260	0.2717	10.63	34.65	112.9	368.2	8.347	0.05796
4 1/2	4.000	0.120	3.760	0.3133	14.14	53.16	199.9	751.5	11.11	0.07712
5	4.500	0.120	4.260	0.3550	18.15	77.31	329.3	1401.	14.26	0.09899
6	5.563	0.134	5.295	0.4113	28.04	148.5	786.1	1962.	22.02	0.1529
8	6.625	0.134	6.357	0.5298	40.41	256.9	1631.	10382.	31.74	0.2204
10	8.625	0.148	8.329	0.6941	69.37	577.8	4813.	40083.	54.48	0.3784
12	10.750	0.165	10.420	0.8683	108.6	1131.	11789.	122440.	85.29	0.5923
14	12.750	0.180	12.390	1.0325	153.5	1902.	23569.	291982.	120.6	0.8372

Schedule 40 S

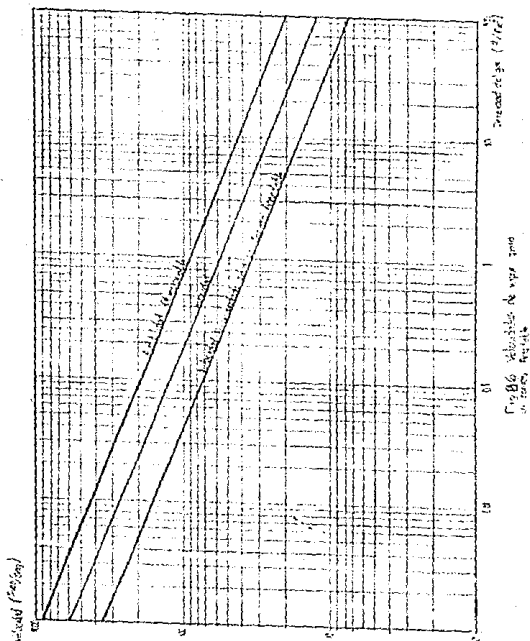
1/2	Values are the same size for size as those shown on the facing page for Standard Wall Pipe (heaviest weight) on S, 10, and 12-inch sizes.									
3/4										
1										
1 1/4										
1 1/2										

Schedule 80 S

1/2	Values are the same size for size as those shown on the facing page for Extra Strong Pipe									
3/4										
1										
1 1/4										
1 1/2										

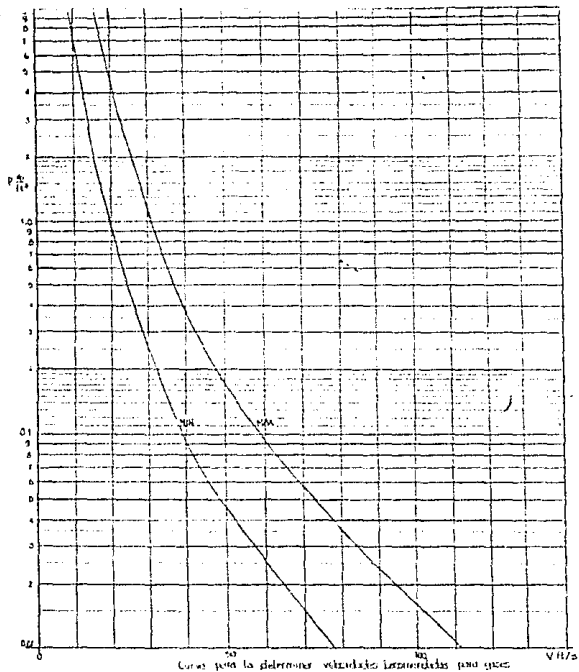
APENDICE B6

VELOCIDADES DE VAPORES PARA UN SONIDO ACEPTABLE

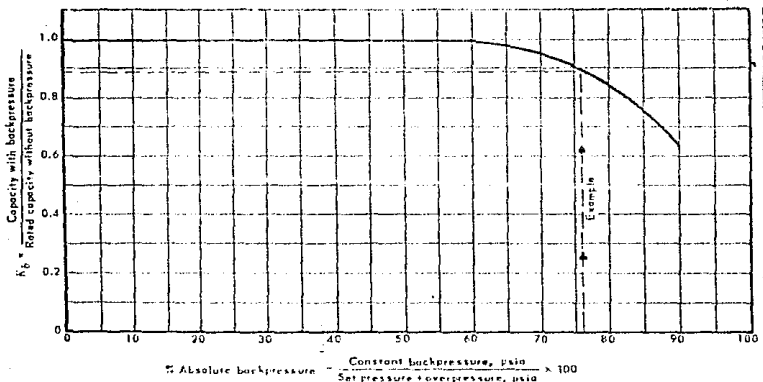
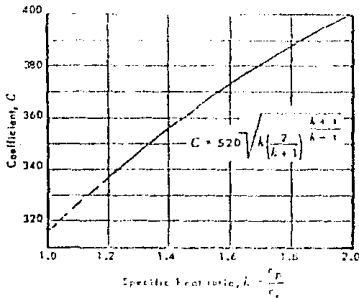


APENDICE B7

VELOCIDADES PERMISIBLES PARA GASES



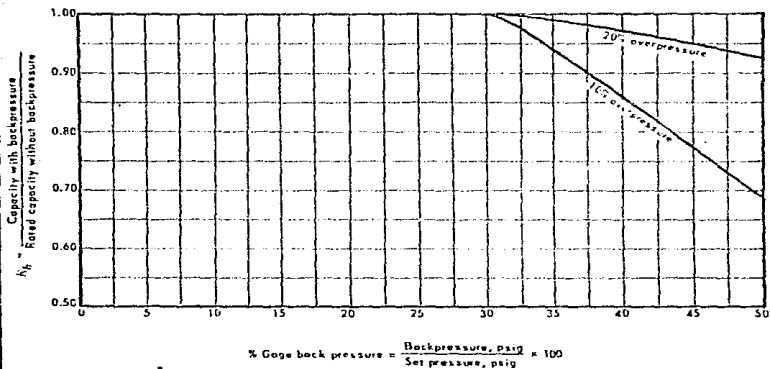
APENDICE C1.
 FACTOR PARA CONTRAPRESION CONSTANTE Kb, PARA VALVULAS
 SEGURIDAD-RELEVO CONVENCIONALES (GASES Y VAPORES)



Example:
 Set pressure = 100 psia
 Constant backpressure = 80 psia
 Percent absolute backpressure = $\left(\frac{80 + 14.7}{100 + 10 + 14.7} \right) (100) = 76$ percent
 Follow dotted line - $K_b = 0.89$ (from curve)
 Capacity with backpressure = (0.89) (rated capacity without backpressure)

Note: This chart is typical and suitable for use only when the make of valve or the actual critical flow pressure point for the vapor or gas is unknown; otherwise, the valve manufacturer should be consulted for specific data.

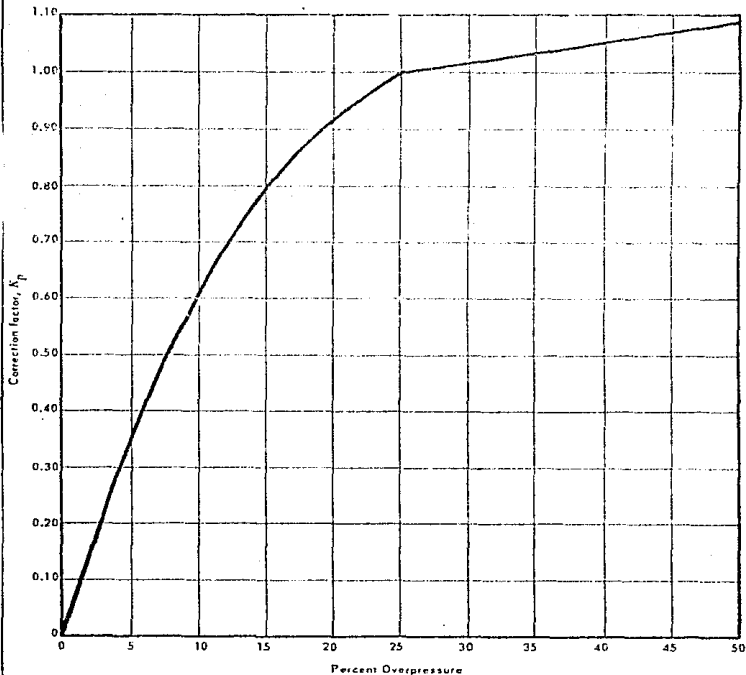
APENDICE C2
FACTOR DE DIMENSIONAMIENTO PARA CONTRAPRESION VARIABLE O
CONSTANTE K_b , PARA VALVULAS SEGURIDAD-RELEVO DE FUELLES
BALANCEADOS (GASES Y VAPORES)



Note: The above curves represent a compromise of the values recommended by a number of relief valve manufacturers and may be used when the make of valve or the actual critical flow pressure point for the vapor or gas is unknown. When the make is known, the manufacturer should be consulted for the correction factor.

These curves are for set pressures of 50 psig and above; for set pressures lower than 50 psig, the manufacturer should be consulted for the values of K_b .

APENDICE C3
FACTOR DE CORRECCION POR CAPACIDAD K_p , POR SOBREPRESIONES PARA VALVULAS DE RELEVO O SEGURIDAD-RELEVO EN SERVICIO DE LIQUIDO

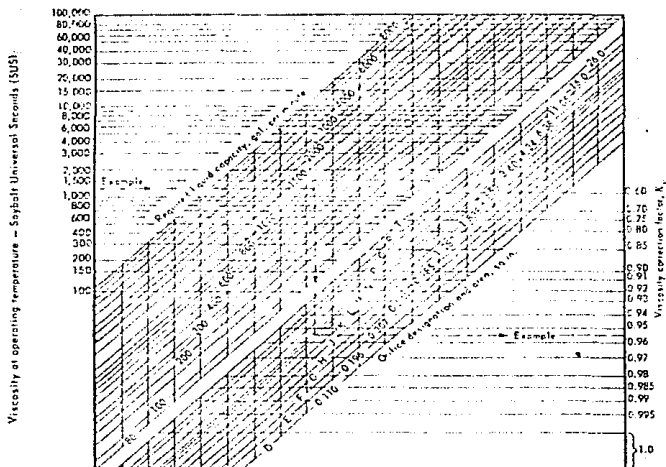


Note: The above curve shows that up to and including 25 percent overpressure, capacity is affected by the change in lift, the change in orifice discharge coefficient, and the change in overpressure. Above 25 percent, capacity is affected only by the change in overpressure. It is not valid for 10 percent overpressure.

Valves operating at low overpressures tend to "chatter"; therefore, overpressures of less than 10 percent should be avoided.

APENDICE C4

FACTOR DE CORRECCION POR VISCOSIDAD Kv

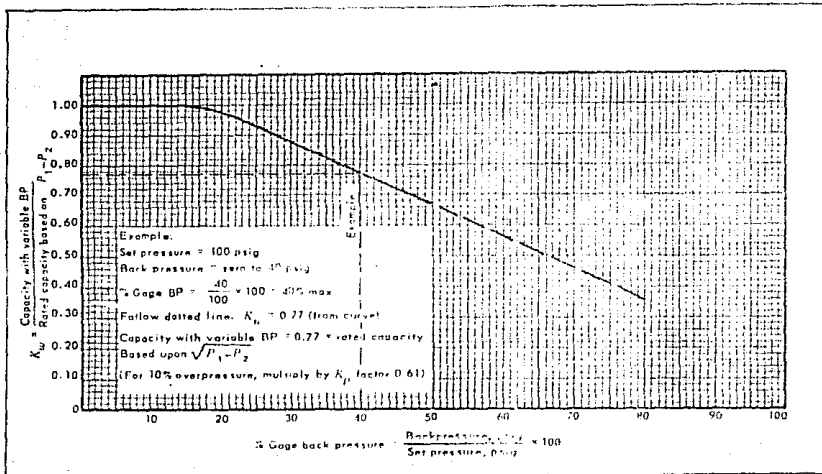


$$\text{Conversion formula } \mu = 0.22 (\text{SUS}) \frac{180 (\text{sp gr})}{\text{SUS}}$$

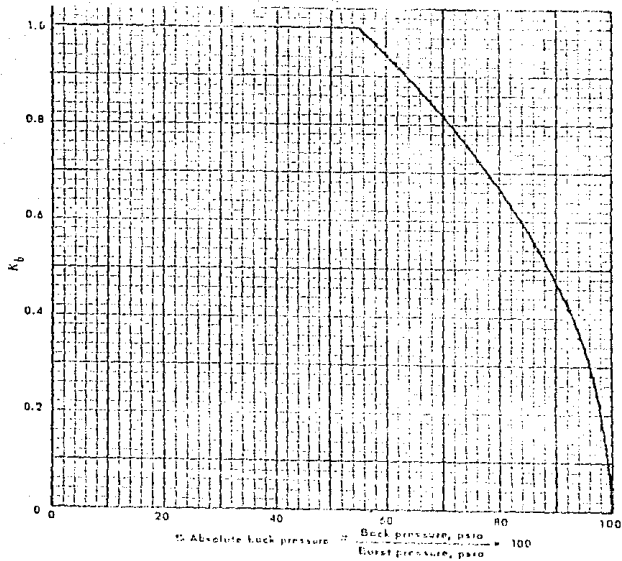
where

- μ = Absolute viscosity, centipoise
- sp gr = Specific gravity at flowing conditions
- SUS = Viscosity, Saybolt Universal Seconds

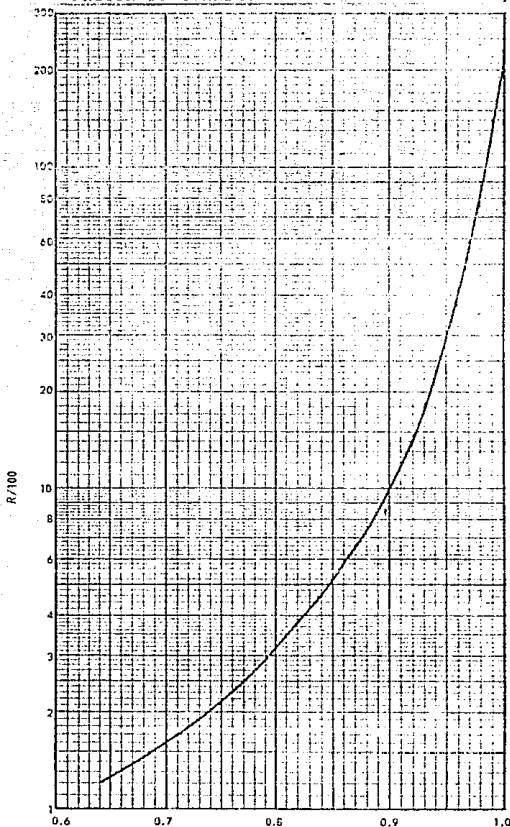
AFENDICE C5
FACTOR DE CONTRAPRESION K_v , (25% DE SOBREPRESION) PARA VALVULAS
DE SEGURIDAD-RELEVO DE FUELLES BALANCEADOS EN SERVICIO DE LIQUIDO



APENDICE C6
 FACTOR PARA CONTRAPRESION CONSTANTE K_{bd} , PARA DISCOS DE RUPTURA
 (GASES Y VAPORES)



APENDICE C7
FACTOR DE CORRECCION POR VISCOSIDAD K_{vd} , PARA LIQUIDOS



Example

$$U = 800 \text{ gpm} \quad \mu = 100 \text{ pas} \\
d = 1.10 \quad \rho = 6000 \text{ SLS}$$

Using Equation

$$K_{vd} = 0.0438 \left(\frac{\mu}{U} \right)^{1.75}$$

$$K_{vd} = 0.0438 \left(\frac{100}{800} \right)^{1.75} = 2.02 \text{ in}^2$$

Using Equation

$$A = 10.750 \left(\frac{U}{V} \right)^{1.75} = 14.10 \times 100 = 1410$$

From Figure

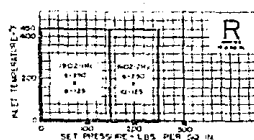
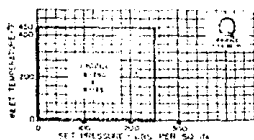
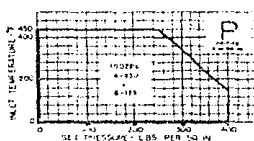
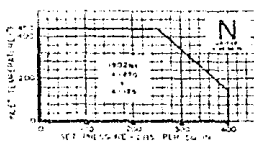
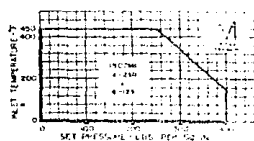
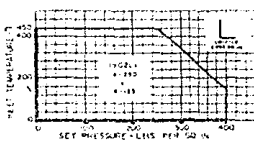
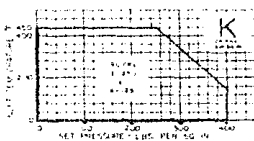
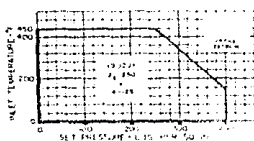
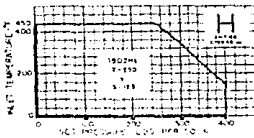
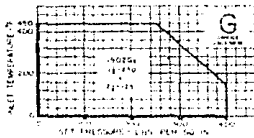
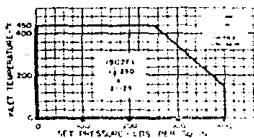
$$K_{vd} = 0.892$$

Using Equation

$$i_r = \frac{f}{K_{vd}} = \frac{3.68}{0.892} = 4.13 \text{ in}^2$$

APENDICE C8
CATALOGO PARA SELECCION DE VALVULAS DE SEGURIDAD RELEVO

STANDARD VALVE SELECTION CHARTS
RCN — FLANGED — ALL ORIFICES

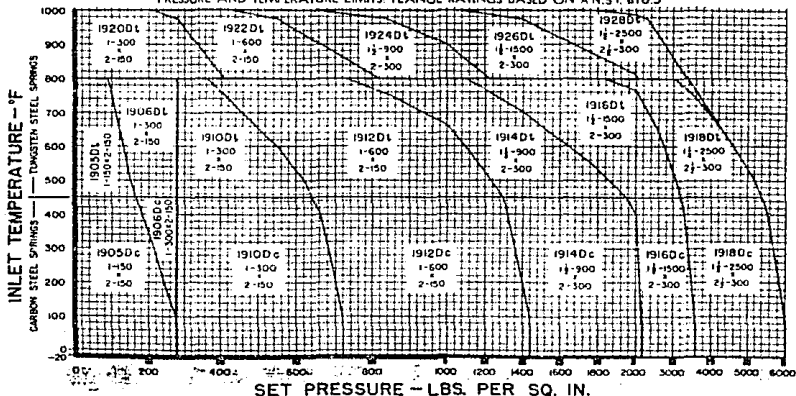


PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS, FLANGE PATINGS BASED ON ANSI B16.5 AND B16.1

1900 SERIES D ORIFICE / AREA: 0.110 sq. in.

STANDARD	VALVE TYPE	VALVE SIZE	FLANGE CONNECTIONS ANSI STANDARD		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS				BACK PRESSURE LIMITS
			INLET	OUTLET	100°F	450°F	800°F	1000°F	
1905 Dc	1926 30 D	1 x 2	150# RF or R J	150# RF	275#	165#	—	—	230#
1905 Df	1926 30 Dc	—	—	—	—	165#	95#	—	230#
1906 Dc	1926 30 Dc	—	—	—	275#	275#	—	—	230#
1906 Df	1926 30 Df	1 x 2	300# RF or R J	150# RF	—	275#	275#	—	230#
1910 Dc	1910 30 Df	—	—	—	140#	150#	—	—	230#
1910 Df	1910 30 Dc	1 x 2	300# RF or R J	150# RF	—	650#	365#	—	230#
1912 Dc	1912 30 Df	—	—	—	1400#	1305#	—	—	210#
1912 Df	1912 30 Df	1 x 2	600# RF or R J	150# RF	—	1305#	730#	—	230#
1914 Dc	1914 30 Dc	—	—	—	2100#	1955#	—	—	600#
1914 Df	1914 30 Df	1 1/2 x 2	900# RF or R J	300# RF	—	1955#	1300#	—	600#
1916 Dc	1916 30 Dc	—	—	—	3000#	2855#	—	—	500#
1916 Df	1916 30 Df	1 1/2 x 2	1500# RF or R J	300# RF	—	2855#	1830#	—	600#
1918 Dc	1918 30 Dc	—	—	—	4000#	3410#	—	—	600#
1918 Df	1918 30 Df	1 1/2 x 2 1/2	2500# RF or R J	300# RF	—	3410#	2050#	—	600#
—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
1920 Df	1920 30 Df	1 x 2	300# RF or R J	150# RF	—	—	410#	215#	230#
—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
1922 Df	1922 30 Df	1 x 2	600# RF or R J	150# RF	—	—	2155#	430#	230#
—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
1924 Df	1924 30 Df	1 1/2 x 2	900# RF or R J	300# RF	—	—	1075#	645#	600#
—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
1926 Df	1926 30 Df	1 1/2 x 2	1500# RF or R J	300# RF	—	—	2940#	1670#	600#
—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
1928 Df	1928 30 Df	1 1/2 x 2 1/2	2500# RF or R J	300# RF	—	—	3400#	1760#	600#

STANDARD VALVE SELECTION CHART
PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS: FLANGE RATINGS BASED ON A.N.S.I. B16.5

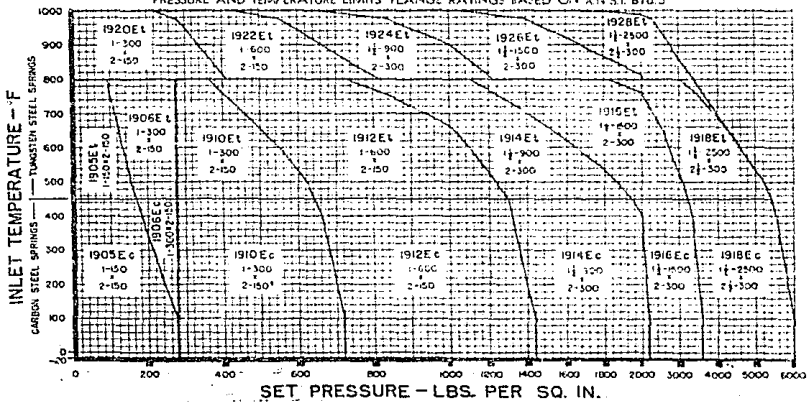


*Balloons for sealing purposes only, does not compensate for variable face pressure.

1900 SERIES E ORIFICE / AREA: 0.196 sq. in.

VALVE TYPE		VALVE SIZE	FLANGE CONNECTIONS A N S I STANDARD		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS				BACK PRESSURE LIMITS
STANDARD	BELLOWS*		INLET	OUTLET	100 F.	410 F.	600 F.	1000 F.	
1905 Ec	1905-30 Ec	1 + 2	1500 R F 1 + 2	1500 R F	2150	3100	4100	2300	
1905 Et	1905-30 Et	1 + 2	1500 R F 1 + 2	1500 R F	2150	3100	4100	2300	
1906 Ec	1906-30 Ec	1 + 2	1500 R F 1 + 2	1500 R F	2150	3100	4100	2300	
1906 Et	1906-30 Et	1 + 2	1500 R F 1 + 2	1500 R F	2150	3100	4100	2300	
1910 Ec	1910-30 Ec	1 + 2	1500 R F 1 + 2	1500 R F	2150	3100	4100	2300	
1910 Et	1910-30 Et	1 + 2	1500 R F 1 + 2	1500 R F	2150	3100	4100	2300	
1912 Ec	1912-30 Ec	1 + 2	1500 R F 1 + 2	1500 R F	2150	3100	4100	2300	
1912 Et	1912-30 Et	1 + 2	1500 R F 1 + 2	1500 R F	2150	3100	4100	2300	
1914 Ec	1914-30 Ec	1 1/2 + 2	1500 R F 1 + 2	300 R F	2150	3100	4100	2300	
1914 Et	1914-30 Et	1 1/2 + 2	1500 R F 1 + 2	300 R F	2150	3100	4100	2300	
1916 Ec	1916-30 Ec	1 1/2 + 2	1500 R F 1 + 2	300 R F	2150	3100	4100	2300	
1916 Et	1916-30 Et	1 1/2 + 2	1500 R F 1 + 2	300 R F	2150	3100	4100	2300	
1918 Ec	1918-30 Ec	1 1/2 + 2 1/2	1500 R F 1 + 2	300 R F	2150	3100	4100	2300	
1918 Et	1918-30 Et	1 1/2 + 2 1/2	1500 R F 1 + 2	300 R F	2150	3100	4100	2300	
1920 Et	1920-30 Et	1 + 2	1500 R F 1 + 2	1500 R F	2150	3100	4100	2300	
1922 Et	1922-30 Et	1 + 2	1500 R F 1 + 2	1500 R F	2150	3100	4100	2300	
1924 Et	1924-30 Et	1 1/2 + 2	1500 R F 1 + 2	300 R F	2150	3100	4100	2300	
1926 Et	1926-30 Et	1 1/2 + 2	1500 R F 1 + 2	300 R F	2150	3100	4100	2300	
1928 Et	1928-30 Et	1 1/2 + 2 1/2	1500 R F 1 + 2	300 R F	2150	3100	4100	2300	

STANDARD VALVE SELECTION CHART
PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS FLANGE RATINGS BASED ON A N S I B16.5



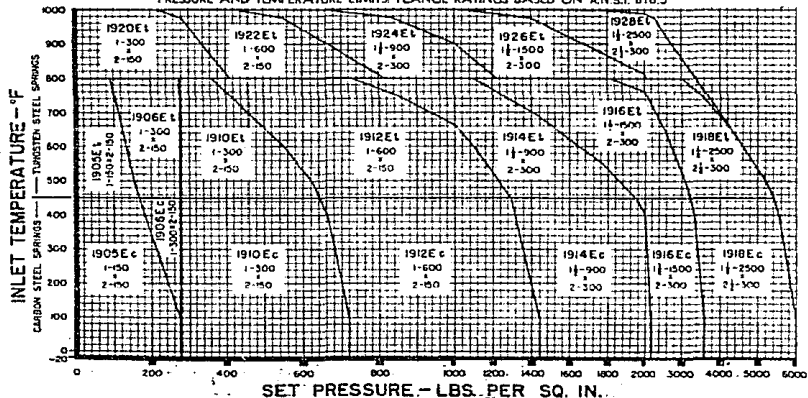
* Bellows for sealing purposes only; does not compensate for variable back pressure.

1900 SERIES E ORIFICE / AREA: 0.196 sq. in.

VALVE TYPE		VALVE SIZE	FLANGE CONNECTIONS A.N.S.I. STANDARD		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS				BACK PRESSURE LIMITS
STANDARD	BELLOW'S*		INLET	OUTLET	100°F	450°F	800°F	1000°F	
1905 Ec	1905 30 Ec	1 x 2	1500 R F	1500 R F	275#	165#	—	—	475#
1905 Et	1905 30 Et		1500 R F	1500 R F	—	165#	99#	—	475#
1906 Ec	1906 30 Ec	1 x 2	3000 R F	3000 R F	275#	97#	—	—	291#
1906 Et	1906 30 Et		3000 R F	3000 R F	—	275#	275#	—	470#
1910 Ec	1910 30 Ec	1 x 2	4000 R F	1500 R F	700#	650#	—	—	870#
1910 Et	1910 30 Et		4000 R F	1500 R F	—	650#	365#	—	470#
1912 Ec	1912 30 Ec	1 x 2	4000 R F	1500 R F	1440#	1305#	—	—	930#
1912 Et	1912 30 Et		4000 R F	1500 R F	—	1305#	730#	—	930#
1914 Ec	1914 30 Ec	1½ x 2	4000 R F	3000 R F	2760#	1955#	—	—	600#
1914 Et	1914 30 Et		4000 R F	3000 R F	—	1955#	1100#	—	600#
1916 Ec	1916 30 Ec	1½ x 2	15000 R F	3000 R F	3700#	3255#	—	—	600#
1916 Et	1916 30 Et		15000 R F	3000 R F	—	3255#	1830#	—	600#
1918 Ec	1918 30 Ec	1½ x 2½	45000 R F	3000 R F	6000#	5430#	—	—	600#
1918 Et	1918 30 Et		45000 R F	3000 R F	—	5430#	3050#	—	600#
—	—	1 x 2	—	—	—	—	410#	815#	230#
1920 Et	1920 30 Et		—	—	—	—	—	—	—
—	—	1 x 2	—	—	—	—	815#	430#	870#
1922 Et	1922 30 Et		—	—	—	—	—	—	—
—	—	1½ x 2	—	—	—	—	1275#	745#	600#
1924 Et	1924 30 Et		—	—	—	—	—	—	—
—	—	1½ x 2	—	—	—	—	—	1045#	1070#
1926 Et	1926 30 Et		—	—	—	—	—	—	—
—	—	1½ x 2½	—	—	—	—	—	3400#	1785#
1928 Et	1928 30 Et		—	—	—	—	—	—	—

STANDARD VALVE SELECTION CHART

PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS, FLANGE RATINGS BASED ON A.N.S.I. B16.5

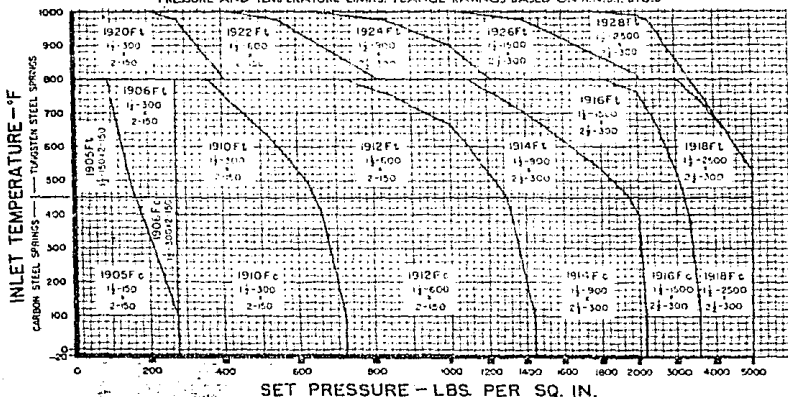


*Bellows for sealing purposes only; does not compensate for variable back pressure

1900 SERIES 1900-30 SERIES 1900-35 SERIES F ORIFICE / AREA: 0.307 sq. in.

STANDARD VALVE	BELLOW	VALVE SIZE	FLANGE CONNECTIONS A.N.S.I. STANDARD		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS				BACK PRESSURE LIMITS	
			INLET	OUTLET	150°F	450°F	800°F	1000°F	STANDARD	BELLOWS
1905 Fc	1905-10 Fc	1 1/2	150R R1	150R R1	775F	165F	---	---	930F	810F
1905 Fc	1905-10 Fc	1 1/2	150R R1	150R R1	775F	165F	22F	---	930F	810F
1906 Fc	1906-10 Fc	1 1/2	150R R1	150R R1	775F	175F	---	---	930F	810F
1906 Fc	1906-10 Fc	1 1/2	150R R1	150R R1	775F	175F	---	---	930F	810F
1910 Fc	1910-10 Fc	1 1/2	300R R1	150R R1	720F	250F	---	---	930F	810F
1910 Fc	1910-10 Fc	1 1/2	300R R1	150R R1	720F	250F	105F	---	930F	810F
1911 Fc	1911-10 Fc	1 1/2	150R R1	150R R1	1440F	1305F	---	---	930F	810F
1911 Fc	1911-10 Fc	1 1/2	150R R1	150R R1	1440F	1305F	730F	---	930F	810F
1914 Fc	1914-10 Fc	1 1/2	300R R1	300R R1	2120F	1065F	---	---	930F	810F
1914 Fc	1914-10 Fc	1 1/2	300R R1	300R R1	2120F	1065F	1100F	---	930F	810F
1916 Fc	1916-10 Fc	1 1/2	150R R1	150R R1	1920F	1255F	---	---	930F	810F
1916 Fc	1916-10 Fc	1 1/2	150R R1	150R R1	1920F	1255F	1810F	---	930F	810F
1918 Fc	1918-10 Fc	1 1/2	300R R1	300R R1	1600F	1100F	---	---	930F	810F
1918 Fc	1918-10 Fc	1 1/2	300R R1	300R R1	1600F	1100F	1760F	---	930F	810F
1920 Fc	1920-10 Fc	1 1/2	150R R1	150R R1	---	---	410F	215F	930F	810F
1922 Fc	1922-10 Fc	1 1/2	150R R1	150R R1	---	---	410F	430F	930F	810F
1924 Fc	1924-10 Fc	1 1/2	300R R1	300R R1	---	---	1925F	645F	930F	810F
1926 Fc	1926-10 Fc	1 1/2	150R R1	150R R1	---	---	1940F	1070F	930F	810F
1928 Fc	1928-10 Fc	1 1/2	300R R1	300R R1	---	---	1405F	2755F	930F	810F

STANDARD VALVE SELECTION CHART*
PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS; FLANGE RATINGS BASED ON A.N.S.I. B16.3

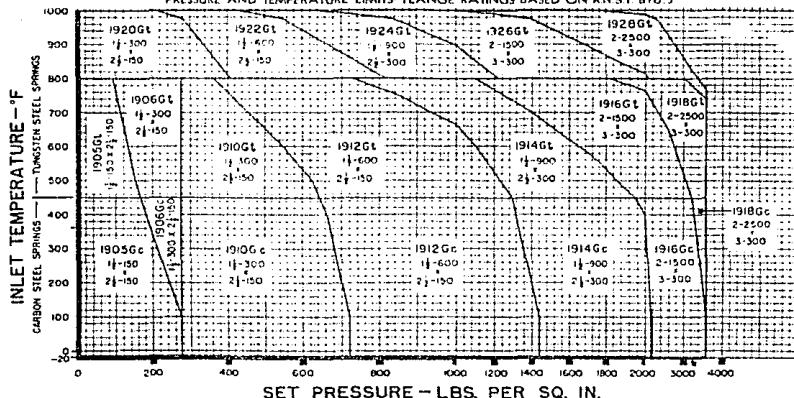


* Note: For Balanced Bellows Valve, insert Figure 20 into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 Fc becomes 1905-30 Fc. For unbalanced piston bellows valve, insert Figure 35 into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 Fc becomes 1905-35 Fc.

1900 SERIES 1900-30 SERIES 1900-35 SERIES G ORIFICE / AREA: 0.503 sq. in.

VALVE TYPE		VALVE SIZE	FLANGE CONNECTIONS ANSI STANDARD		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS				BACK PRESSURE LIMITS	
STANDARD	BELLOWS		INLET	OUTLET	PSI	°F	PSI	PSI	BELLOWS	
1905 Gc	1905-30 Gc	1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1905 Gc	1905-30 Gc	3/4	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1906 Gc	1906-30 Gc	1	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1906 Gc	1906-30 Gc	1 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1910 Gc	1910-30 Gc	2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1910 Gc	1910-30 Gc	2 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	3	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	3 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	4	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	4 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	5	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	5 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	6	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	6 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	7	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	7 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	8	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	8 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	9	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	9 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	10	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	10 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	11	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	11 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	12	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	12 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	13	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	13 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	14	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	14 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	15	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	15 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	16	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	16 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	17	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	17 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	18	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	18 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	19	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	19 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	20	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	20 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	21	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	21 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	22	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	22 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	23	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	23 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	24	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	24 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	25	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	25 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	26	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	26 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	27	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	27 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	28	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	28 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	29	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	29 1/2	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	
1918 Gc	1918-30 Gc	30	150#	150#	275#	350#	275#	230#	230#	

STANDARD VALVE SELECTION CHART*
PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS FLANGE RATINGS BASED ON ANSI B16.5

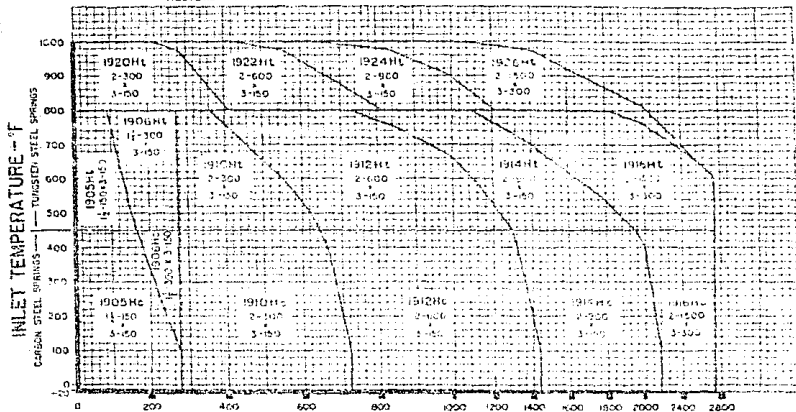


* Note. For Balanced Bellows Valve, insert Figure 30 into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 Gc becomes 1905-30 Gc. For auxiliary balanced piston bellows valve, insert Figure 35 into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 Gc becomes 1905-35 Gc.

1900 SERIES 1900-30 SERIES 1900-35 SERIES H ORIFICE / AREA: 0.785 sq. in.

STANDARD VALVE TYPE	VALVE SIZE	FLANGE CONNECTIONS		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS			BACK PRESSURE LIMITS	
		INLET	OUTLET	PSI	°F	PSI	STANDARD BELLOW	STANDARD BELLOW
1905 Hc	1905-30 Hc	2 x 3	1905-30 Hc	1905-30	1905	2500	2500	2500
1925 Hc	1905-30 Hc	2 x 3	1905-30 Hc	1905-30	1905	2500	2500	2500
1905 Hc	1905-30 Hc	2 x 3	1905-30 Hc	1905-30	1905	2500	2500	2500
1906 Hc	1905-30 Hc	2 x 3	1905-30 Hc	1905-30	1905	2500	2500	2500
1910 Hc	1910-30 Hc	2 x 3	1910-30 Hc	1910-30	1910	2500	2500	2500
1910 Hc	1910-30 Hc	2 x 3	1910-30 Hc	1910-30	1910	2500	2500	2500
1918 Hc	1918-30 Hc	2 x 3	1918-30 Hc	1918-30	1918	2500	2500	2500
1918 Hc	1918-30 Hc	2 x 3	1918-30 Hc	1918-30	1918	2500	2500	2500
1914 Hc	1914-30 Hc	2 x 3	1914-30 Hc	1914-30	1914	2500	2500	2500
1914 Hc	1914-30 Hc	2 x 3	1914-30 Hc	1914-30	1914	2500	2500	2500
1916 Hc	1916-30 Hc	2 x 3	1916-30 Hc	1916-30	1916	2500	2500	2500
1916 Hc	1916-30 Hc	2 x 3	1916-30 Hc	1916-30	1916	2500	2500	2500
1918 Hc	1918-30 Hc	2 x 3	1918-30 Hc	1918-30	1918	2500	2500	2500
1918 Hc	1918-30 Hc	2 x 3	1918-30 Hc	1918-30	1918	2500	2500	2500
1920 Hc	1920-30 Hc	2 x 3	1920-30 Hc	1920-30	1920	2500	2500	2500
1922 Hc	1922-30 Hc	2 x 3	1922-30 Hc	1922-30	1922	2500	2500	2500
1924 Hc	1924-30 Hc	2 x 3	1924-30 Hc	1924-30	1924	2500	2500	2500
1924 Hc	1924-30 Hc	2 x 3	1924-30 Hc	1924-30	1924	2500	2500	2500
1925 Hc	1925-30 Hc	2 x 3	1925-30 Hc	1925-30	1925	2500	2500	2500

STANDARD VALVE SELECTION CHART*
 PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS, FLANGE RATINGS BASED ON A.M.S. B16.5



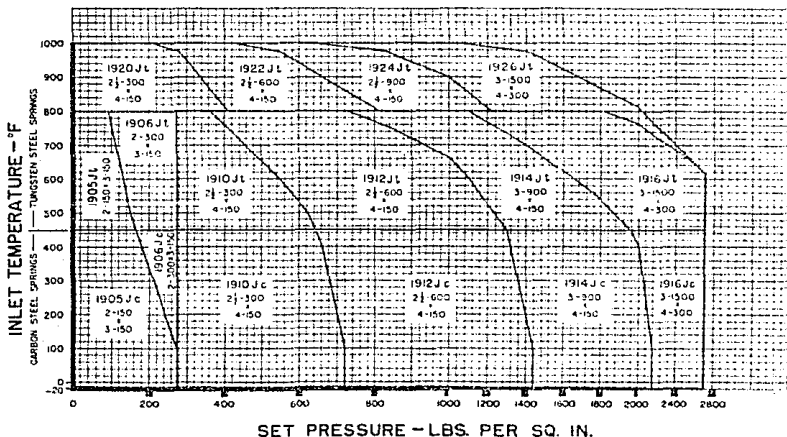
SET PRESSURE - LBS. PER SQ. IN.

* Note: For Balanced Pressure Valve, insert figure 30 into standard valve type number, or 35 for Number 1905 Hc becomes 1925-30 Hc. For unbalanced pressure bellows, insert figure 25 into standard valve type number, or 30 for Number 1905 Hc becomes 1905-35 Hc.

1900 SERIES 1900-30 SERIES 1900-35 SERIES J ORIFICE / AREA: 1.287 sq. in.

VALVE TYPE		VALVE SIZE	FLANGE CONNECTIONS ANSI STANDARD		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS				BACK PRESSURE LIMITS	
STANDARD	BELLOWS		INLET	OUTLET	150#	450#	600#	900#	STANDARD	BELLOWS
1905 Jr	1905-30 Jc	2" x 3	150# RF	150# RF	250#	450#	600#	900#	150#	250#
1905 Jc	1905-30 Jc	2" x 3	150# RF	150# RF	250#	450#	600#	900#	150#	250#
1906 Jr	1906-30 Jc	3" x 3	300# RF	300# RF	275#	475#	625#	925#	200#	300#
1906 Jc	1906-30 Jc	3" x 3	300# RF	300# RF	275#	475#	625#	925#	200#	300#
1910 Jr	1910-30 Jc	2 1/2" x 4	300# RF	300# RF	320#	520#	670#	970#	250#	350#
1910 Jc	1910-30 Jc	2 1/2" x 4	300# RF	300# RF	320#	520#	670#	970#	250#	350#
1912 Jr	1912-30 Jc	3" x 4	500# RF	500# RF	340#	540#	690#	990#	300#	400#
1912 Jc	1912-30 Jc	3" x 4	500# RF	500# RF	340#	540#	690#	990#	300#	400#
1914 Jr	1914-30 Jc	3" x 4	500# RF	500# RF	2100#	3550#	4600#	6900#	300#	400#
1914 Jc	1914-30 Jc	3" x 4	500# RF	500# RF	2100#	3550#	4600#	6900#	300#	400#
1916 Jr	1916-30 Jc	3" x 4	1500# RF	300# RF	2700#	4500#	5800#	8700#	300#	400#
1916 Jc	1916-30 Jc	3" x 4	1500# RF	300# RF	2700#	4500#	5800#	8700#	300#	400#
1920 Jr	1920-30 Jc	3" x 4	300# RF	300# RF	350#	550#	700#	1000#	350#	450#
1920 Jc	1920-30 Jc	3" x 4	300# RF	300# RF	350#	550#	700#	1000#	350#	450#
1922 Jr	1922-30 Jc	3" x 4	500# RF	500# RF	350#	550#	700#	1000#	350#	450#
1922 Jc	1922-30 Jc	3" x 4	500# RF	500# RF	350#	550#	700#	1000#	350#	450#
1924 Jr	1924-30 Jc	3" x 4	500# RF	500# RF	350#	550#	700#	1000#	350#	450#
1924 Jc	1924-30 Jc	3" x 4	500# RF	500# RF	350#	550#	700#	1000#	350#	450#
1926 Jr	1926-30 Jc	3" x 4	1500# RF	300# RF	2700#	4500#	5800#	8700#	300#	400#
1926 Jc	1926-30 Jc	3" x 4	1500# RF	300# RF	2700#	4500#	5800#	8700#	300#	400#

STANDARD VALVE SELECTION CHART*
PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS, FLANGE RATINGS BASED ON ANSI B16.5

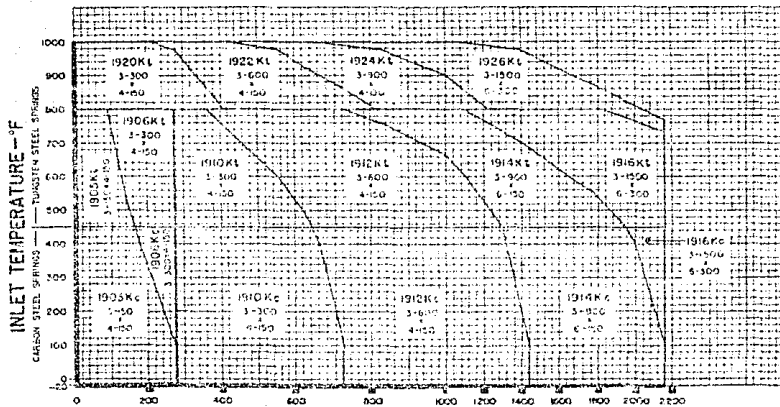


* Note: For Balanced Bellows Valve, insert figure 30 into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 Jc becomes 1905-30 Jc. For auxiliary balanced piston bellows valve, insert figure 35 into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 Jc becomes 1905-35 Jc.

1900 SERIES 1900-30 SERIES 1900-35 SERIES K ORIFICE / AREA: 1.838 sq. in.

VALVE SIZE	VALVE SIZE	FLANGE CONNECTIONS		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS				BACK PRESSURE LIMITS	
		INLET	OUTLET	150°F	250°F	350°F	450°F	STANDARD	BELLOWS
1905 Kc	1905-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1905 Kc	1905-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1906 Kc	1906-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1906 Kc	1906-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1910 Kc	1910-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1910 Kc	1910-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1912 Kc	1912-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1912 Kc	1912-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1914 Kc	1914-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1914 Kc	1914-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1916 Kc	1916-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1916 Kc	1916-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1920 Kc	1920-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1922 Kc	1922-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1924 Kc	1924-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1926 Kc	1926-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500
1930 Kc	1930-30 Kc	1.5	1.5	1500	1500	1500	1500	2300	1500

STANDARD VALVE SELECTION CHART*
PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS (FLANGE RATINGS BASED ON ANSI B16.3)



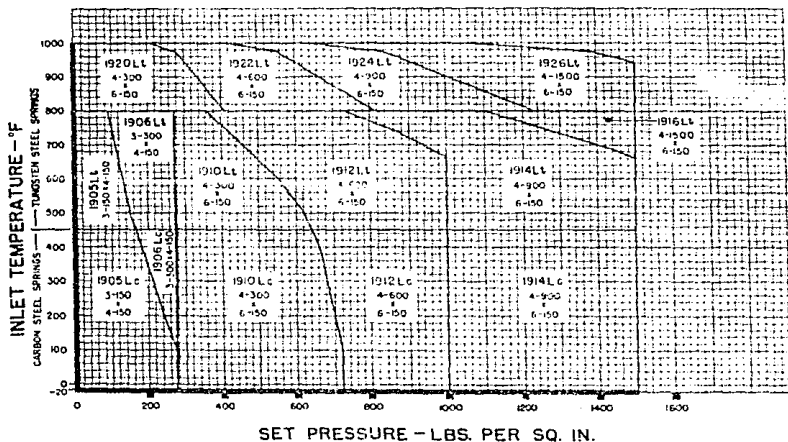
SET PRESSURE - LBS. PER SQ. IN.

* Note: For Balanced Bellows Valve, insert Figure 20 into standard valve type number. * Type Number 1905-30 Kc becomes 1925-30 Kc. An auxiliary bellows is shown in Figure 25 into standard valve type number. * Type Number 1925-30 becomes 1905-35 Kc.

1900 SERIES 1900-30 SERIES 1900-35 SERIES L ORIFICE / AREA: 2.853 sq. in.

VALVE TYPE		VALVE SIZE	FLANGE CONNECTIONS AND STANDARD		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS			BACK PRESSURE LIMITS		
STANDARD	BELLOW		INLET	OUTLET	100#	450#	800#	1000#	STANDARD	BELLOWS
1905 Lt	1905-30 Lt	3 x 4	150# R.F. - 1	150# R.F.	275#	350#			230#	100#
1905 Lc	1905-30 Lc	3 x 4	150# R.F. - 1	150# R.F.	275#	350#			230#	100#
1906 Lt	1906-30 Lt	3 x 4	150# R.F. - 1	150# R.F.	275#	350#			230#	100#
1910 Lc	1910-30 Lc	4 x 5	200# R.F. - 1	150# R.F.	320#	550#			230#	170#
1910 Lt	1910-30 Lt	4 x 5	200# R.F. - 1	150# R.F.	320#	550#			230#	170#
1912 Lc	1912-30 Lc	4 x 5	200# R.F. - 1	150# R.F.	320#	550#			230#	170#
1912 Lt	1912-30 Lt	4 x 5	200# R.F. - 1	150# R.F.	320#	550#			230#	170#
1914 Lc	1914-30 Lc	4 x 6	200# R.F. - 1	150# R.F.	350#	600#			230#	170#
1914 Lt	1914-30 Lt	4 x 6	200# R.F. - 1	150# R.F.	350#	600#			230#	170#
1916 Lt	1916-30 Lt	4 x 6	200# R.F. - 1	150# R.F.	350#	600#			230#	170#
1920 Lt	1920-30 Lt	4 x 6	200# R.F. - 1	150# R.F.	410#	615#			230#	170#
1922 Lt	1922-30 Lt	4 x 6	200# R.F. - 1	150# R.F.	410#	615#			230#	170#
1924 Lt	1924-30 Lt	4 x 6	200# R.F. - 1	150# R.F.	410#	615#			230#	170#
1926 Lt	1926-30 Lt	4 x 6	200# R.F. - 1	150# R.F.	410#	615#			230#	170#

STANDARD VALVE SELECTION CHART*
 PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS FLANGE RATINGS BASED ON A.N.S.I. B16.5

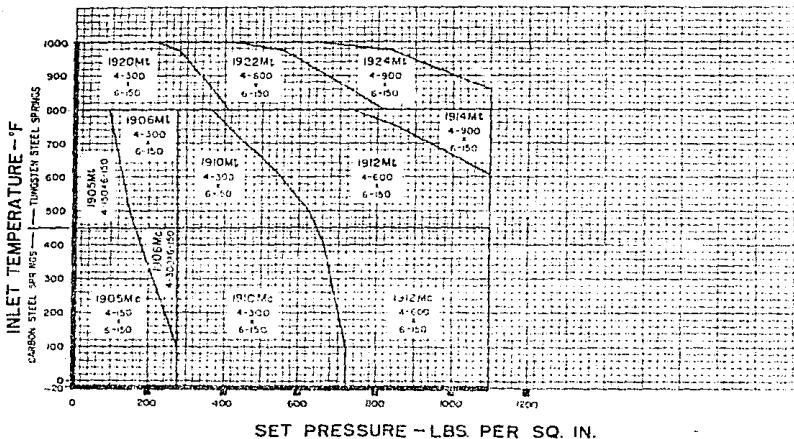


* Note: For Balanced Bellows Valve, insert Figure 30 into standard valve type number. (i.e. Type Number 1905 Lt. becomes 1905-30 Lt. For quality balanced piston bellows valve, insert Figure 35 into standard valve type number. (i.e. Type Number 1905 Lt. becomes 1905-35 Lt.)

1900 SERIES 1900-30 SERIES 1900-35 SERIES M ORIFICE / AREA: 3.60 sq. in.

VALVE TYPE		VALVE SIZE	FLANGE CONNECTIONS TYPE STANDARD		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS				BACK PRESSURE LIMITS	
STANDARD	BELLOWS		INLET	OUTLET	100°F	450°F	800°F	1000°F	STANDARD	BELLOWS
1905 M _c	1905-30 M _c	4 x 6	150# R.F. (1) (2)	150# R.F.	275#	175#	2#	—	230#	80#
1905 M _c	1905-30 M _c	4 x 6	150# R.F. (1) (2)	150# R.F.	275#	175#	2#	—	230#	80#
1906 M _c	1906-30 M _c	4 x 6	150# R.F. (1) (2)	150# R.F.	275#	175#	2#	—	230#	80#
1910 M _c	1910-30 M _c	4 x 6	150# R.F. (1) (2)	150# R.F.	275#	175#	2#	—	230#	80#
1910 M _c	1910-30 M _c	4 x 6	150# R.F. (1) (2)	150# R.F.	275#	175#	2#	—	230#	80#
1918 M _c	1918-30 M _c	4 x 6	150# R.F. (1) (2)	150# R.F.	275#	175#	2#	—	230#	80#
1918 M _c	1918-30 M _c	4 x 6	150# R.F. (1) (2)	150# R.F.	275#	175#	2#	—	230#	80#
1914 M _c	1914-30 M _c	4 x 6	150# R.F. (1) (2)	150# R.F.	275#	175#	2#	—	230#	80#
1910 M _c	1910-30 M _c	4 x 6	150# R.F. (1) (2)	150# R.F.	275#	175#	2#	—	230#	80#
1918 M _c	1918-30 M _c	4 x 6	150# R.F. (1) (2)	150# R.F.	275#	175#	2#	—	230#	80#
1914 M _c	1914-30 M _c	4 x 6	150# R.F. (1) (2)	150# R.F.	275#	175#	2#	—	230#	80#
1910 M _c	1910-30 M _c	4 x 6	150# R.F. (1) (2)	150# R.F.	275#	175#	2#	—	230#	80#
1918 M _c	1918-30 M _c	4 x 6	150# R.F. (1) (2)	150# R.F.	275#	175#	2#	—	230#	80#
1914 M _c	1914-30 M _c	4 x 6	150# R.F. (1) (2)	150# R.F.	275#	175#	2#	—	230#	80#

STANDARD VALVE SELECTION CHART*
PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS FLANGE RATINGS BASED ON A.N.S.I. B16.3

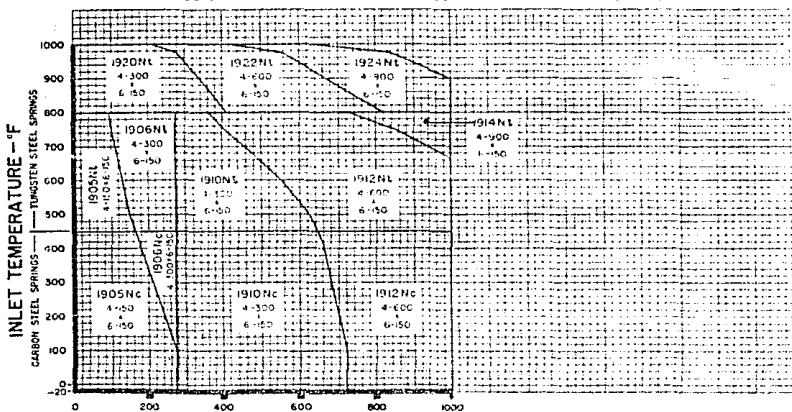


* Note: For Balanced Bellows Valves, insert Figure 20 into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 M_c becomes 1905 30 M_c. For auxiliary balanced piston bellows valve, insert Figure 35 into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 M_c becomes 1905 35 M_c.

1900 SERIES | 1900-30 SERIES | 1900-35 SERIES N ORIFICE / AREA: 4.34 sq. in.

VALVE TYPE		VALVE SIZE	FLANGE CONNECTIONS STANDARD		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS				BACK PRESSURE LIMITS	
STANDARD	BELLOWS		INLET	OUTLET	PSI	KG/CM ²	°F	°C	STANDARD	FEET
1905 Nc	1905-30 Nc	4 x 6	150# RT or R	150# RT	215#	15.0#	500#	250#	450#	150'
1905 Nn	1905-30 Nn	4 x 6	150# RT or R	150# RT	215#	15.0#	500#	250#	450#	150'
1906 Nc	1906-30 Nc	4 x 6	150# RT or R	150# RT	215#	15.0#	500#	250#	450#	150'
1906 Nn	1906-30 Nn	4 x 6	150# RT or R	150# RT	215#	15.0#	500#	250#	450#	150'
1910 Nc	1910-30 Nc	4 x 6	150# RT or R	150# RT	215#	15.0#	500#	250#	450#	150'
1910 Nn	1910-30 Nn	4 x 6	150# RT or R	150# RT	215#	15.0#	500#	250#	450#	150'
1912 Nc	1912-30 Nc	4 x 6	150# RT or R	150# RT	1000#	1000#	1000#	1000#	300#	100'
1912 Nn	1912-30 Nn	4 x 6	150# RT or R	150# RT	1000#	1000#	1000#	1000#	300#	100'
1914 Nc	1914-30 Nc	4 x 6	900# RT or R	150# RT	250#	100'
1914 Nn	1914-30 Nn	4 x 6	900# RT or R	150# RT	250#	100'
1916 Nc	1916-30 Nc	4 x 6	150# RT or R	150# RT	250#	100'
1916 Nn	1916-30 Nn	4 x 6	150# RT or R	150# RT	250#	100'
1922 Nc	1922-30 Nc	4 x 6	150# RT or R	150# RT	250#	100'
1922 Nn	1922-30 Nn	4 x 6	150# RT or R	150# RT	250#	100'
1924 Nc	1924-30 Nc	4 x 6	150# RT or R	150# RT	250#	100'
1924 Nn	1924-30 Nn	4 x 6	150# RT or R	150# RT	250#	100'

STANDARD VALVE SELECTION CHART*
PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS. FLANGE RATINGS BASED ON 4 x 6, B1.5

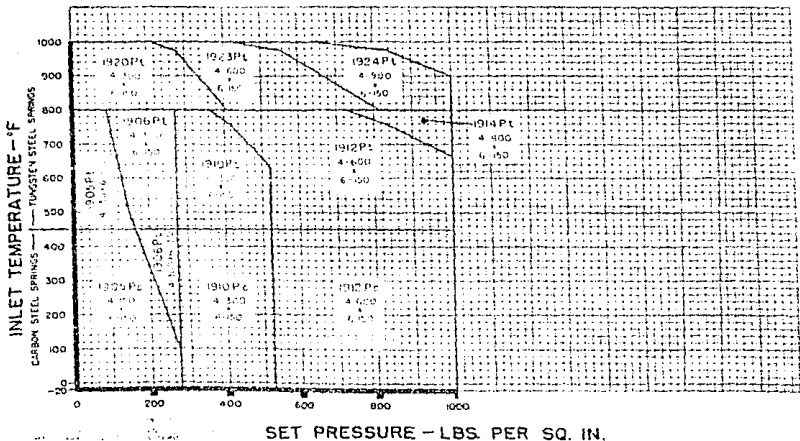


* Note: For Balanced Bellows Valve, insert Figure 30 into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 Nc becomes 1905-30 Nc. For ordinary balanced piston bellows valve, insert Figure 35 into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 Nc becomes 1905-30 Nc.

1900 SERIES 1900-30 SERIES 1900-35 SERIES P ORIFICE / AREA: 6.38 sq. in.

STANDARD VALVE TYPE	REDESIGN VALVE TYPE	VALVE SIZE	FLANGE CONNECTION AND ANSI STANDARD		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS				BACK PRESSURE LIMITS	
			INLET	OUTLET	100 F	400 F	800 F	1000 F	STANDARD	BELLOWS
1905 Pz	1905-30 Pz	4 x 6	150R X 1	150R X 1	275#	150#	—	—	230#	RB#
1905 Pz	1905-30 Pz	4 x 6	150R X 1	150R X 1	165#	165#	90#	—	230#	RB#
1906 Pz	1906-30 Pz	4 x 6	150R X 1	150R X 1	175#	215#	—	—	230#	RB#
1906 Pz	1906-30 Pz	4 x 6	150R X 1	150R X 1	—	215#	275#	—	230#	RB#
1910 Pz	1910-30 Pz	4 x 6	150R X 1	150R X 1	525#	525#	—	—	270#	150#
1910 Pz	1910-30 Pz	4 x 6	150R X 1	150R X 1	—	525#	565#	—	270#	150#
1918 Pz	1918-30 Pz	4 x 6	265R X 2	150R X 1	1000#	1000#	—	—	230#	150#
1918 Pz	1918-30 Pz	4 x 6	265R X 2	150R X 1	—	1000#	730#	—	230#	150#
1914 Pz	1914-30 Pz	4 x 6	150R X 1	150R X 1	—	1000#	1000#	—	270#	150#
1920 Pz	1920-30 Pz	4 x 6	150R X 1	150R X 1	—	—	430#	415#	230#	150#
1923 Pz	1923-30 Pz	4 x 6	265R X 2	150R X 1	—	—	—	—	230#	150#
1924 Pz	1924-30 Pz	4 x 6	150R X 1	150R X 1	—	—	—	—	230#	150#

STANDARD VALVE SELECTION CHART*
PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS FLANGE RATINGS BASED ON AN.S.I. B16.5

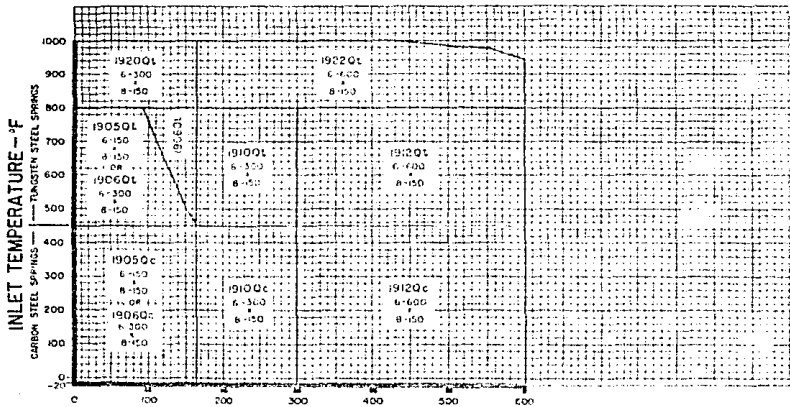


* Note: For balanced Bellows Valve, insert Figure 15 into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 Pz becomes 1905-30 Pz. For non-bellows balanced valve, insert Figure 15 into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 Pz becomes 1905-35 Pz.

1900 SERIES 1900-30 SERIES 1900-35 SERIES
Q ORIFICE / AREA: 11.05 sq. in.

VALVE TYPE		VALVE SIZE	FLANGE CONNECTIONS ANSI STANDARD		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS			BACK PRESSURE LIMITS		
STANDARD	BELLOWS		INLET	OUTLET	100°F	450°F	800°F	1000°F	STANDARD	BELLOWS
1905 Qc	1905-30 Qc	6-8	15L48E (2P)	1508E5	165F	165F	165F	115P	27P	
1905 Qc	1905-30 Qc	6-8	15L48E (2P)	1508E5	165F	165F	165F	115P	27P	
1906 Qc	1906-30 Qc	6-8	1508E7 (2P)	1508E7	125F	125F	125F	115P	20P	
1906 Qc	1906-30 Qc	6-8	1508E7 (2P)	1508E7	125F	125F	125F	115P	10P	
1910 Qc	1910-30 Qc	6-8	1508E7 (2P)	1508E7	330F	300F	300F	115P	115P	
1910 Qc	1910-30 Qc	6-8	1508E7 (2P)	1508E7	330F	300F	300F	115P	115P	
1912 Qc	1912-30 Qc	6-8	1508E7 (2P)	1508E7	600F	600F	600F	115P	115P	
1912 Qc	1912-30 Qc	6-8	1508E7 (2P)	1508E7	600F	600F	600F	115P	115P	
1910 Qc	1910-30 Qc	6-8	1508E7 (2P)	1508E7			105F	105F	115P	115P
1912 Qc	1912-30 Qc	6-8	1508E7 (2P)	1508E7			600F	430F	115P	115P

STANDARD VALVE SELECTION CHART*
PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS. FLANGE RATINGS BASED ON ANSI B16.3



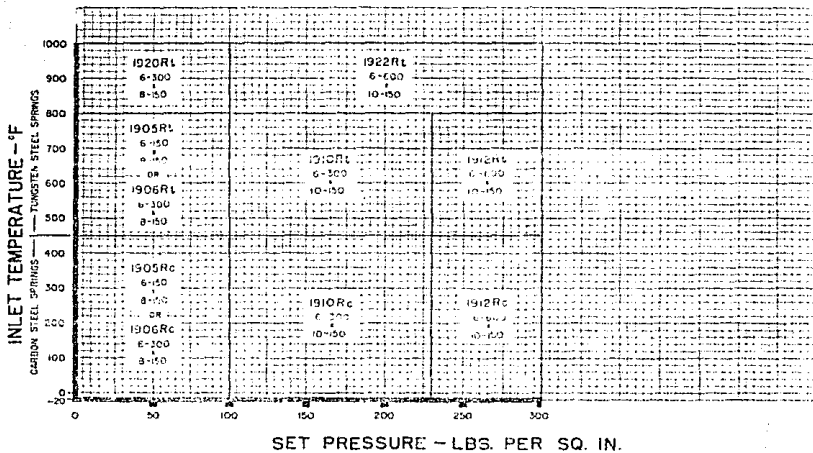
SET PRESSURE - LBS. PER SQ. IN.

* Note: For Balanced Bellows valve, insert Figure 3D into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 Qc becomes 1905-30 Qc.
For quarter balanced piston bellows valve, insert Figure 3E into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 Qc becomes 1905-35 Qc.

1900 SERIES 1900-30 SERIES 1900-35 SERIES
R ORIFICE / AP2A: 16.0 sq. in.

VALVE TYPE		VALVE SIZE	FLANGE CONNECTIONS		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS				BACK PRESSURE LIMITS	
STANDARD	BELLOWS		INLET	OUTLET	100°F	450°F	800°F	1000°F	STANDARD	BELLOWS
1905 Rr	1905-30 Rr	6 x 8	300# RF or R J	150# RF	100#	100#	100#	100#	50#	50#
1905 Rr	1905-30 Rr	6 x 8	300# RF or R J	150# RF	100#	100#	100#	100#	50#	50#
1906 Rr	1906-30 Rr	6 x 10	300# RF or R J	150# RF	100#	100#	100#	100#	50#	50#
1906 Rr	1906-30 Rr	6 x 10	300# RF or R J	150# RF	100#	100#	100#	100#	50#	50#
1910 Rr	1910-30 Rr	6 x 10	300# RF or R J	150# RF	100#	100#	100#	100#	100#	100#
1910 Rr	1910-30 Rr	6 x 10	300# RF or R J	150# RF	100#	100#	100#	100#	100#	100#
1918 Rr	1918-30 Rr	6 x 10	300# RF or R J	150# RF	100#	100#	100#	100#	100#	100#
1918 Rr	1918-30 Rr	6 x 10	300# RF or R J	150# RF	100#	100#	100#	100#	100#	100#
1920 Rr	1920-30 Rr	6 x 10	300# RF or R J	150# RF	100#	100#	100#	100#	100#	100#
1920 Rr	1920-30 Rr	6 x 10	300# RF or R J	150# RF	100#	100#	100#	100#	100#	100#
1922 Rr	1922-30 Rr	6 x 10	300# RF or R J	150# RF	100#	100#	100#	100#	100#	100#

STANDARD VALVE SELECTION CHART*
PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS: FLANGE RATINGS BASED ON A.H.S.I. B16.5



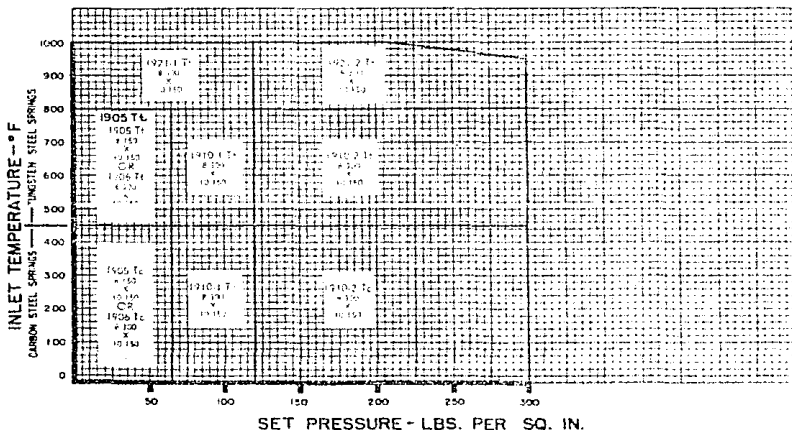
* Note: For balanced bellows valve, insert Figure 30 into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 Rr becomes 1905-30 Rr.
For quality balanced piston bellows valve, insert Figure 35 into standard valve type number, i.e. Type Number 1905 Rr becomes 1905-35 Rr.
Note: 1905 Rr suitable for 92°F at 800 P.S.I.

1900 SERIES 1900-30 SERIES 1900-35 SERIES
T ORIFICE / AREA: 26.0 sq. in.

VALVE TYPE		VALVE SIZE	FLANGE CONNECTIONS AND STANDARDS		INLET PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS				BACK PRESSURE LIMITS	
STANDARD	BELLOW		INLET	OUTLET	150°F	250°F	350°F	450°F	STANDARD	BELLOW
1905 TC	1905-30 TC				150	150	150	150	30#	30#
1905 TI	1905-30 TI	R x 10	150# R.F. or R.J.	150# R.F.	150	150	150	150	30#	30#
1908 TC	1908-30 TC				150	150	150	150	30#	30#
1908 TI	1908-30 TI	R x 10	300# R.F. or R.J.	150# R.F.	150	150	150	150	30#	30#
1910 TC	1910-30-1 TC				150	150	150	150	30#	30#
1910-1 TI	1910-30-1 TI	R x 10	300# R.F. or R.J.	150# R.F.	150	150	150	150	30#	30#
1910-2 TC	1910-30-2 TC				150	150	150	150	30#	30#
1910-2 TI	1910-30-2 TI	R x 10	300# R.F. or R.J.	150# R.F.	150	150	150	150	30#	30#
1921-1 TI	1921-30-1 TI	R x 10	300# R.F. or R.J.	150# R.F.	150	150	150	150	30#	30#
1921-2 TI	1921-30-2 TI	R x 10	300# R.F. or R.J.	150# R.F.	150	150	150	150	30#	30#

BELLOWS ARE SINGLE PLY ON ALL T ORIFICE VALVES.

STANDARD VALVE SELECTION CHART*
 PRESSURE AND TEMPERATURE LIMITS. FLANGE RATINGS BASED ON ANSI B16.5



* Note: For Balanced Bellows Valve, insert figure 30 into standard valve type number. ex: Type Number 1905 TC becomes 1905-30 TC. For auxiliary balanced piston bellows valves, insert Figure 35 into standard valve type number. ex: Type Number 1905 TC becomes 1905-35 TC.

GUÍA PARA SELECCION DE MATERIALES

	hierro	aluminio	bronce	acero	AST 316	monel	aluminio 20	natrloy	PVC	nylon	grafita	viton	nylon	quartz	quartz blanco	quartz negro	hule natural	neopreno	borax	nylon	quartz	
Cloruro de calcio	L	L	R	E	E	M	L	L	E	E	L	F	R	R	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de potasio	L	L	R	L	E	E	M	L	L	E	E	L	F	R	R	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de sodio EB	L	L	R	L	E	E	M	L	L	E	E	L	F	R	R	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de sodio	H	H	R	R	L	R	M	M	E	E	E	L	F	R	R	L	L	L	L	L	L	L
Cloro anhídrido líquido	R	L	R	L	R	E	L	E	E	E	E	L	F	R	R	L	L	L	L	L	L	L
Cloro gas húmedo	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloro gas seco	E	M	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E
Criptocloruro EB	R	R	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E
Citrololoma	R	R	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E
Clorox	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro químico	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro cúprico	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de acetato 1:1 B	L	M	M	L	R	R	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de aluminio más 10% EB	M	M	R	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de aluminio más 10% 70F	M	M	R	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de aluminio menos 10% EB	M	M	R	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de aluminio menos 10% 70F	M	M	R	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de amonio	M	M	E	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Cloruro de amonio	M	M	E	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Cloruro de amonio más 10% EB	M	M	R	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de amonio menos 10% EB	M	M	R	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de antimonio	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de arsénico	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de bario	R	R	M	M	F	E	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de calcio	R	R	M	M	F	E	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de calcio más 5% EB	R	R	M	M	H	H	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Cloruro de calcio menos 5% EB	R	R	M	M	H	H	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Cloruro de cianuro	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de etilo	R	R	E	R	H	L	E	M	L	E	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de litio	E	E	M	R	L	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E
Cloruro de magnesio	M	H	M	R	R	E	F	L	F	L	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Cloruro de mercurio 5% EB	M	R	M	H	L	R	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de mercurio más 12% EB	M	R	M	H	L	R	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de mercurio menos 12% EB	M	R	M	H	L	R	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de mercurio más 2% 70F	M	R	M	H	L	R	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de mercurio más 2% 70F	M	R	M	H	L	R	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de metileno	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de nitrato	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de níquel	M	M	R	M	M	R	M	R	M	R	M	R	M	R	M	R	M	R	M	R	M	R
Cloruro de plata	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de potasio	L	R	M	R	H	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de potasio menos 5% EB	L	R	M	R	H	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de sodio	R	R	M	H	L	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Cloruro de sodio EB	E	E	M	R	E	H	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de selenio	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Cloruro de zinc más 5% EB	R	R	M	M	H	R	L	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E
Cloruro de zinc más 5% 70F	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de zinc menos 5% EB	R	R	M	M	H	R	L	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E
Cloruro de zinc menos 5% 70F	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de estaño más 5% 70F	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de estaño más 1% EB	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de estaño menos 5% 70F	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M
Cloruro de estaño menos 1% EB	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M	M

E = Excelente R = Regular M = Malo - = Desconocido

GUIA PARA SELECCION DE MATERIALES

	Acero	Aluminio	Bronce	Acero al C-Mn	AISI 316	Monel	Alc. 20	Nitralloy	PVC	PP	Polio	Alon	Polipropileno	Polietileno	Butil Blanco	Butil Negro	Latex natural	Neopreno	Buna N	Nitrilo	Epoxi	
Perfosfato de sodio																						
Propagol																						
Potofosfato de sodio	M																					
Pulpa blanqueador																						
Potasa cáustica	E																					
Propeno líquido																						
Propilenglicol	E																					
Pulpa de papel																						
Pulpa de papel forada																						
Quettracho tarino																						
Residuos asfálticos cal																						
Residuos de almidón de M																						
Resinas de malamina																						
Resinato de sodio																						
Ron																						
Sal de glucosa																						
Sales de mercurio	M	M																				
Sales de sodio	M																					
Sales de uranio																						
Salmueria ácida																						
Seagra	L	E	M																			
Sebo	E	E																				
Sulfato de sodio	F	R	R																			
Sulfato fluorado de sodio																						
Solución de Jabón	E																					
Solución Demarrollado																						
Soluciones de ácidos	E	E																				
Soluciones P/pastizado																						
Sulfato ácido de sodio																						
Sulfato crómico																						
Sulfato de aluminio	M	E	R	M	R																	
Sulfato de aluminio más 10% EB																						
Sulfato de aluminio menos 10% EB																						
Sulfato de amonio EB	R		M	M	R																	
Sulfato de amonio más 10% EB	R	R	M	M	R																	
Sulfato de amonio menos 10% EB																						
Sulfato de boro																						
Sulfato de calcio	E	R	E	R	R																	
Sulfato de cobre EB	M	M	M	M	L	R																
Sulfato de etilo																						
Sulfato de magnesio	M	E	R	R	R																	
Sulfato de magnesio EB	L																					
Sulfato de níquel EB	M	R	R	M	R	R																
Sulfato de potasio	E	E	R	E	R																	
Sulfato de sodio	E	E	E	R	R																	
Sulfato de sodio EB	L																					
Sulfato de zinc ácido	E																					
Sulfato de zinc EB	M	R	R	M	R	R																
Sulfato de amonio y aluminio	E																					
Sulfato de calcio y aluminio	E																					
Sulfato de potasio y aluminio	L																					
Sulfato férrico	M	M	M	M	R	M																

E = Excelente R = Regular M = Malo D = Desconocido

GUIA PARA SELECCION DE MATERIALES

	Niño	Alumbrado	Brasero	Leña al carbon	ASIS 316	metal	Laminado 20	Pantalon	PVC	br/br	ref/br	vitro	nylon	pergamo	luzil blanco	luzil negro	luzil natural	incienso	luzil N	vidro	luzil	
Sulfato ferroso	M	H	R	M	M	M	L	R	L	E	E	F	L	L	L	E	L	E	L	E	E	E
Sulfato de sodio EB	F	R	R	M	R	M	L	M	L	E	E	E	E	E	E	L	L	M	L	L	L	L
Sulfuro de amonio	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sulfuro de bario	-	M	M	M	F	L	E	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sulfuro de cobre	L	F	F	F	F	E	E	F	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E
Sulfuro de potasio	-	-	-	M	H	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Sulfuro de sodio	E	M	M	M	H	M	E	L	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E
Tela	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Teleros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tetraborato de sodio	F	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tetracloruro de carbono EB	R	R	H	R	R	H	E	K	R	M	L	E	M	D	-	R	M	M	M	L	M	M
Tetracloruro de silicio	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tetracloruro de titanio	E	L	M	M	F	E	E	M	L	E	E	H	-	-	M	M	E	-	-	-	-	-
Tetracloruro de plomo	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tetracloruro de uranio	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tinta	M	F	M	H	F	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tincion de amonio	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tioacetato de sodio	-	-	R	M	F	L	R	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tolueno en EB	E	E	L	E	L	L	M	L	M	M	-	-	-	-	M	M	M	L	E	M	M	M
Tributil fosfato	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tricloro etileno EB	R	R	H	H	R	E	E	M	E	M	E	R	-	-	M	M	M	L	M	M	M	M
Tricloruro de antimonio	-	M	R	M	M	E	E	R	E	E	L	R	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tricloruro de arsénico	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tricloruro de boro	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tricloramina	L	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tributamina	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tributil glicol	E	L	E	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Tributil de amonio	E	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tributil de potasio	E	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tributil de sodio	F	-	M	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E	E
Trinitrotolueno	F	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Trisulfato de sulfuro seco	-	E	R	L	L	M	E	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Turpentina en EB	L	L	E	E	E	E	L	E	E	E	M	R	-	-	M	M	M	L	M	M	M	M
Urea	E	L	E	M	E	L	E	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L
Vinilo	E	L	E	E	E	R	L	C	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Vinileno	-	E	E	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Vinileno	M	-	R	M	E	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Vinilo	M	-	E	M	E	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Whiskey	M	E	E	M	E	L	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Xileno	-	E	F	L	L	F	E	E	M	E	-	-	-	-	M	M	M	M	E	M	M	M

Tabla 01. VALORES DEL ESFUERZO PERMISIBLE $(10^3 \text{ kg/cm}^2) \times 10^3$.
Acero al carbon y bajas aleaciones.

Material Especif.	Grado.	Esp. min. plancha	Esp. Esp. min. Prof. sección	Máximo esfuerzo permisible en tensión Temperatura °C.							Módulo	Mét. carga presión externa	Observaciones		
				10-20	40	650	700	750	800	850				900	950
SA-36		36.0	58.0	12.7								1,773,7	D1	Placa	
SA-283	A	24.0	45.0	10.4									1,2	D2	Placa
	B	25.0	50.0	11.5									1,2	D2	"
	C	30.0	55.0	12.7									1,2	D3	"
	D	33.0	60.0	12.7									1,2	D3	"
SA-285	A	24.0	45.0	11.1	11.0	10.3	9.00	7.80	6.50			1,779	D2	Placa	
	B	27.0	50.0	12.5	12.1	11.2	9.60	8.10	6.50			1,779	D2	"	
	C	30.0	55.0	13.8	13.3	12.1	10.2	8.40	6.50			1,779	D3	"	
SA-515 / S18 55	55	10.0	55.0	13.8	13.3	12.1	10.2	8.40	6.50	1.50	2.50	7	D1	Placa	
	50	12.0	60.0	15.0	14.4	13.0	10.9	8.70	6.50	1.50	2.50	7	D1	"	
	45	15.0	65.0	16.3	15.5	13.9	11.4	9.00	6.50	1.50	2.50	7	D3	"	
	70	18.0	70.0	17.5	16.6	14.0	11.0	9.10	6.50	1.50	2.50	7	D1	"	
SA-202	A	24.0	45.0	16.8	17.7	15.7	12.0	7.80	5.00	1.00	1.50	8	D1	Placa	
	B	27.0	45.0	21.3	19.8	17.7	12.0	7.80	5.00	1.00	1.50	8	D1	"	
SA-203	A	17.0	45.0	16.3	16.3	16.3	15.8	15.3	11.7	8.20	4.80	8	D1	Placa	
	B	20.0	50.0	17.5	17.5	17.5	17.1	13.7	8.20	4.40	8	D1	"		
	C	23.0	55.0	18.8	18.8	18.8	18.3	11.7	8.20	4.80	8	D3	"		
SA-51	A	10.0	41.0	12.0	11.7	10.7	9.00	7.90	6.50			1,447	D1	Tubería sin sold.	
	B	15.0	41.0	15.0	14.4	13.0	10.8	8.70	6.50			1,447	D3	"	
SA-106	A	10.0	40.0	12.0	11.7	10.7	9.00	7.90	6.50	1.50	2.50	7	D1	Tubería sin sold.	
	B	15.0	40.0	15.0	14.4	13.0	10.8	8.70	6.50	1.50	2.50	7	D3	"	
	C	18.0	40.0	17.5	16.6	14.8	12.0					7	D1	"	
SA-51	A	10.0	40.0	10.2	9.90	9.10	7.90	6.70	5.50			1,100,13,12	D2	Tubería sold. ext.	
	B	15.0	40.0	12.8	12.2	11.0	9.20	7.40	5.50			1,100,13,12	D1	"	
SA-178	A	26.0	47.0	10.0	9.70	9.00	7.80	6.70	5.50	1.80	2.10	1,113,12	D1	Tubo sold. ext.	
	C	31.0	47.0	12.8	12.2	11.0	9.20	7.40	5.50	1.80	2.10	1,113,12	D1	"	
SA-221		26.0	47.0	10.0	9.70	9.00	7.80	6.70	5.50	1.80	2.10	1,113,12	D1	Tubo sold. ext.	

APENDICE D2
ESFUERZO PERMISIBLE

Tabla B1. Valores de resistencia (MPa) $\times 10^3$,
 Zonas de trabajo y sus aleaciones (cont.)

Material Espesor, mm	Esp. máx. mm	Esp. mín. mm	Resistencia (fuerza permisible en tensión, Temperatura 25°C)								Notas	Ref. carta de unión externa	Observaciones
			20 y 450	700	750	800	850	900	950	1000			
SA-179	26.0	17.0	11.8	11.5	10.6	9.20	7.90	6.50			1,4,7	D2	Tubo sin cost.
SA-192	26.0	17.0	11.8	11.5	10.6	9.20	7.90	6.50	4.50	2.50	7	D2	Tubo sin cost.
SA-115 A	30.0	48.0	18.2	9.90	9.10	7.90	6.70	5.50			1,4,11,12	D3	Tubería sold. elect.
	B	32.0	49.0	12.8	12.2	11.0	9.20	7.40	5.50		1,4,11,12		
SA-105	16.0	19.1	17.5	16.5	14.8	12.0	9.30	4.50	1.50	2.50	1,7	D1	Fuerza
SA-141 Clase 60	10.0	6.0	15.0	14.4	13.0	10.8	8.70	6.90	4.50	2.50	1,7	D1	Fuerza
	Clase 70	16.0	11.5	14.5	16.6	11.8	12.0	9.30	6.50	4.50	2.50	1,7	D1
SA-150 L31	10.0	6.0	15.0	15.0								D3	Fuerza
	L32	16.0	11.0	17.5									
SA-141 B71100 + 25 in.	105.0	125.0	25.0	25.0	21.0	21.0	17.0	12.5	8.50	4.50	5	---	Mat. pernos
SA-105 D		55.5									6	---	Mat. pernos
SA-125 1 in. y abajo	92.0	120.0	23.0								5	---	Mat. pernos
	1 in. y 1 1/2	61.0	105.0	20.2							5	---	"
	1 in.	37.0	105.0	19.1							5	---	"
SA-194 20		55.0										---	Mat. pernos
SA-31 A	23.0	45.0	11.3	11.0	10.1	9.00	7.80	6.50			3	---	Barra
	B	29.0	54.0	14.5	11.9	12.6	10.6	8.60	6.50		1,11		
SA-16	16.0	50.0	14.5	11.9	12.6	10.5	8.50	6.50			1,7	D3	Barra, perfil

Notas para la Tabla B1.

Los valores de los esfuerzos pueden ser interpolados para determinaciones a temperaturas intermedias.

Los valores del esfuerzo en cortante restringido, como en tornillos dovela (espiga) remaches ó construcciones similares están tan restringidos, que la sección considerada fallaría sin reducción del área y serán 0.8 veces el valor de la tabla.

Los valores del esfuerzo en apoyo serán de 1.6 veces el valor de la tabla.

- (1) Las placas de acero con especificación SA-36 (acero estructural) y SA-285 Grado A, B, C, D, pueden ser usadas como partes de recipientes a presión siempre y cuando cumplan con lo siguiente:
 - (a) Los recipientes no contendrán sustancias letales ya sean líquidas ó gaseosas.
 - (b) El material no se usará en la construcción de generadores de vapor no sujetos a fuego directo.
 - (c) La temperatura de diseño a la que el material se va a emplear oscile entre -20 y 650 °F.
 - (d) El espesor de las placas en las que se aplique soldadura de resistencia sea de 5/8 in. como mínimo.
 - (e) El acero se fabrique por medio de los procesos de Horno eléctrico (Siemens-Martin), hogar abierto u oxígeno básico.
- (2) Los valores del esfuerzo son 1/4 del esfuerzo mínimo a tensión especificado, multiplicado por un factor de calidad de 0.92 excepto para SA-283 Gr. D y SA-36.
- (3) Para temperaturas de servicio arriba de 850 °F, se recomienda usar los aceros calmados (killed) conteniendo no menos de 0.1% de sílice residual.
Los aceros calmados que hayan sido desoxidados con grandes cantidades de aluminio y los aceros efervescentes (rimmed), pueden tener propiedades de termofluencia y esfuerzo de ruptura arriba de 850 °F, las cuales son algo menores que aquellas en que se basan los valores de la tabla.
- (4) Solamente aceros calmados deberán usarse arriba de 850 °F.
- (5) Estos valores del esfuerzo son establecidos desde una consideración de resistencia solamente y son satisfactorios para servicio general.

Para juntas atornilladas donde sea necesario que no existan fugas durante periodos largos sin necesidad de reapretar, pueden ser necesarios valores menores del esfuerzo como los determinados de la flexibilidad relativa de la brida y tornillos y sus correspondientes propiedades de relajamiento.

- (6) No permitido arriba de 450 °F, el valor del esfuerzo permisible es de 7000 lb/in².
- (7) Bajo prolongada exposición a temperaturas sobre 800 °F, la fase carburo del acero al carbón puede convertirse en grafito.
- (8) Bajo prolongada exposición a temperaturas sobre 875°F, la fase carbón de los aceros carbón-molibdeno puede convertirse en grafito.
- (9) El material no deberá usarse en espesores arriba de 2 in.
- (10) Estos valores del esfuerzo son permitidos solamente para aceros Siemens-Martin, ba se oxígeno y acero de horno eléctrico.
- (11) Este material puede ser soldado por la técnica de resistencia.
- (12) La eficiencia de la junta usada en la determinación de los valores del esfuerzo para tubo y tubería soldados por resistencia eléctrica es de 0.85
- (13) El uso de las gráficas a presión externa para material en forma de barra conformada de acero es permitido solamente para anillos atiesadores.

Tabla B2. VALORES DEL ESFUERZO PERMISIBLE.
Acero alta aleación. (cont.).

Material		Grupo 3.	
Especif.	Grado.	Notas	Observaciones.
SA-376	TP316	2	Tubería sin cost.
	TP316H	---	"
SA-452	TP316H	---	Tubería fundida.
SA-182	F316	2	Forja
	F316H	---	"
SA-479	316	2,3,10	Barra
Grupo 4.			
SA-240	316L	---	Placa
SA-213	TP316L	---	Tubo sin cost.
SA-312	TP316L	---	Tubería sin cost.
SA-182	F316L	11	Forja
SA-479	316L	10	Barra
Grupo 5.			
SA-240	405		Placa
SA-479	405		Barra
SA-193	B6 (410)		Pernos
SA-240	302	1	Placa
	302	---	"
SA-268	TP405		Tubo soldado
	TP410		"
	TP429		"
	TP430		"
	TP316		"
	TP229		Tubería sin cost.
	TP415		"
TP435			

Tabla B2. VALORES DEL ESFUERZO PERMISIBLE.

Acero alta aleación

Material		Grupo 1.	
Especif.	Grado.	Notas	Observaciones.
SA-240	304	2,3	Placa
SA-213	TP304 TP304H	2 ---	Tubería sin cost. "
SA-312	TP304 TP304H	2 ---	Tubería sin cost. "
SA-376	TP304 TP304H	2 ---	Tubería sin cost. "
SA-452	TP304H	---	Fundición
SA-182	F304 F304H	2 ---	Forja "
SA-479	304	2,3,10	Barra
		Grupo 2..	
SA-240	304L	---	Placa
SA-213	TP304L	---	Tubo sin cost.
SA-312	TP304L	---	Tubería sin cost.
SA-182	F304L	11	Forja
SA-479	304L	10	Barra
		Grupo 3.	
SA-240	316 317	2,3 2,3	Placa "
SA-213	TP316 TP316H	2 ---	Tubo sin cost. "
SA-312	TP316 TP316H 317	2 --- 2	Tubería sin cost. " "

Tabla B2. VALORES DEL ESFUERZO PERMISIBLE (lb/in²) x 10³.
Acero alta aleación(cont.).

	Máximo esfuerzo permisible en tensión.													Notas	Ref. presión ext.
	800	850	900	950	1000	Temperatura °F.			1200	1250	1300	1350	1400		
Gpo.1	15.2 10.6	14.9 10.4	14.7 10.2	14.4 10.0	13.8 9.80	12.2 9.50	9.80 8.90	7.70 7.70	6.10 6.10	4.70 4.70	3.70 3.70	2.90 2.90	2.30 2.30	1 ---	D14 D14
Gpo.2	13.0 9.10													1 ---	D16 D16
Gpo.3	15.9 11.0	15.7 10.9	15.5 10.8	15.4 10.7	15.3 10.6	14.5 10.5	12.4 10.3	9.80 9.30	7.40 7.40	5.50 5.50	4.10 4.10	3.10 3.10	2.30 2.30	1 ---	D15 D15
Gpo.4	12.4 8.60	12.1 8.40												1 ---	D17 D17
340	11.1	10.4	9.70	8.40	4.00									4	D3
479	11.1	10.4	9.70	8.40	4.00									4	D3
193	19.5	15.6	12.0											5	---
240														1	D14
240														---	D14
TP405	9.40	8.80	8.20	7.10	3.40									6,7	D3
TP410	9.40	8.80	8.20	7.10	5.50	3.70	2.40	1.50						6,7	D3
TP429														---	D3
TP430	9.40	8.80	8.20	7.20	5.50	3.80	2.70	2.00						6,7	D3
TP329														6,8,9	D3
TP329														8,9	D3
TP446														---	D3
TP446	11.1	10.4	9.70	8.40	4.00									4	D3

Tabla B2. VALORES DEL ESFUERZO PERMISIBLE (lb/in²) x 10³.
Acero alta aleación (cont.).

Material Especif.	Grado.	Esf. mín. pto. fluencia	Esf. mín. tens.	Máximo esfuerzo permisible en tensión.								
				-20 a 100	200	Temperatura °F.			600	650	700	750
						300	400	500				
Grupo 1.		30.0	75.0	18.8	17.8	16.6	16.2	15.9	15.9	15.9	15.9	15.8
				18.8	15.7	14.1	12.9	12.1	11.4	11.2	11.1	10.8
Grupo 2.		25.0	70.0	15.7	15.7	15.3	14.7	14.4	14.0	13.7	13.5	13.3
				15.7	13.4	12.0	11.0	10.3	9.70	9.50	9.40	9.20
Grupo 3.		30.0	75.0	18.8	18.8	18.4	18.1	18.0	17.0	16.7	16.3	16.1
				18.8	16.2	14.6	13.4	12.5	11.8	11.6	11.3	11.2
Grupo 4.		25.0	70.0	15.7	15.7	15.7	15.5	14.4	13.5	13.2	12.9	12.6
				15.7	13.3	11.9	10.8	10.0	9.40	9.20	9.00	8.80
SA-240	405	25.0	60.0	15.0	14.3	13.8	13.3	12.9	12.4	12.3	12.1	11.7
SA-479	405	25.0	60.0	15.0	14.3	13.8	13.3	12.9	12.4	12.3	12.1	11.7
SA-193	B6(410)	85.0	110.0	21.2	21.2	21.2	21.2	21.2	21.2	21.2	21.2	21.2
SA-240	302	30.0	75.0	18.6	17.8	16.6	16.2	15.9	15.9	15.9	15.9	15.6
				18.8	15.7	14.1	13.0	12.2	11.4	11.3	11.1	10.8
SA-268	TP405	30.0	60.0	12.8	12.2	11.8	11.3	10.9	10.6	10.4	10.3	9.90
	TP410	30.0	60.0	12.8	12.2	11.8	11.3	10.9	10.6	10.4	10.3	9.90
	TP429	35.0	60.0	12.7	12.1	11.7	11.3	10.9	10.5	10.4	10.2	9.90
	TP430	35.0	60.0	12.8	12.2	11.8	11.3	10.9	10.6	10.4	10.3	9.90
	TP329	70.0	90.0	19.1	19.1	18.4	18.0	18.0				
	TP329	70.0	90.0	22.5	22.5	21.6	21.2	21.2				
	TP446	40.0	70.0	17.5	16.6	16.1	15.6	15.0	14.5	14.3		
	TP405	30.0	60.0	15.0	14.3	13.8	13.3	12.9	12.4	12.3	12.1	11.7

Notas para la tabla B2.

Los valores de los esfuerzos pueden ser interpolados para determinaciones a temperaturas intermedias.

Los valores del esfuerzo en cortante restringido, como en tornillos dovela (espiga), remaches o construcciones similares están tan restringidos que la sección considerada fallaría sin reducción del área y serán 0.8 veces el valor reportado en la tabla.

Los valores del esfuerzo en apoyo serán de 1.6 veces el valor de la tabla.

- (1) Debido a la relativa baja resistencia a la fluencia (límite elástico) de estos materiales, estos valores altos del esfuerzo se establecieron a temperaturas donde las propiedades a tensión en tiempo corto son gobernantes para permitir el uso de estas aleaciones, donde son aceptables deformaciones ligeramente mayores.

Estos valores altos del esfuerzo son mayores que el 62.5% pero son menores del 90% del límite elástico a la temperatura. El uso de estos esfuerzos puede ocasionar cambios dimensionales debidos a deformaciones permanentes. Estos valores no se recomiendan para bridas de juntas empacadas de otras aplicaciones donde pequeñas distorsiones pueden causar fugas o mal funcionamiento.

- (2) A temperaturas mayores de 1000 °F, estos valores del esfuerzo se aplican únicamente cuando el contenido de carbón es 0.04% ó mayor.
- (3) Para temperaturas mayores de 1000 °F, estos valores del esfuerzo pueden usarse sólo si el material se ha tratado térmicamente a una temperatura mínima de 1900 °F. y templado en agua ó enfriado rápidamente por otros medios.
- (4) Se puede esperar que este acero desarrolle fragilidad a temperatura ambiente después de operar arriba de 700 °F. por lo que su uso a temperaturas elevadas está restringido a menos que se tomen las medidas precautorias necesarias.
- (5) Estos valores del esfuerzo son establecidos desde una consideración de resistencia solamente y son satisfactorios para servicio general.

Para juntas atornilladas donde sea necesario que no existan fugas durante períodos largos sin necesidad de reapretar pueden ser necesarios valores menores del esfuerzo como los determinados de la flexibilidad relativa de la brida y tornillos y sus correspondientes propiedades de relajamiento.

- (6) Estos valores del esfuerzo son los valores básicos multiplicados por una eficiencia de junta de 0.85

- (7) No deberá usarse material de aporte en la fabricación de tubería o tubo soldado.
- (8) Este material muestra una reducción severa en su resistencia al impacto a la temperatura ambiente después de exponerse brevemente a temperaturas bajo 700 °F. y una reducción moderada después de pocas semanas a 600 °F. La fragilidad puede ocurrir entonces después de una exposición larga sobre 500 °F.
- (9) Los tubos deberán ser suministrados en la condición de tratamiento por calor con preferido entre 1725-1750 °F. y templado en agua ó enfriado rápidamente por otros medios.
- (10) El uso de las gráficas a presión externa para material en forma de barra conformada de acero es permitido solamente para anillos atiesadores.
- (11) Esfuerzo mínimo específico a tensión 65000 lb/in².

Notas para la Tabla B3.

* Se necesita la resistencia a la tensión en probeta de acción reducida para calificar los procedimientos de soldadura (sección QW-150 Código ASME.).

** Tubo para Intercambiadores de calor.

Los valores del esfuerzo en esta tabla pueden ser interpolados para determinaciones a temperaturas intermedias

Los valores del esfuerzo en cortante restringido, como en tornillos dovela (espiga), remaches o construcciones similares están tan restringidos, que la sección considerada fallaría sin reducción del área y serán 0.8 veces el valor de la tabla.

Los valores del esfuerzo en apoyo serán de 1.6 veces el valor de la tabla.

- (1) Para construcción soldada se deberán usar los valores del esfuerzo para material "0".
- (2) Los valores del esfuerzo dados para este material no son aplicados cuando se emplea soldadura ó corte térmico.
- (3) Ver párrafo UNF-12 y UNF-13 Secc.VIII Código ASME División I.
- (4) Para temple relavados de esfuerzos (T351, T3510, T3511, T451, T4510, T45111, T651, - T6510, T6511) se deberán usar los valores del esfuerzo para el material en el temple básico.
- (5) Los valores del esfuerzo máximo permisible mostrados son el 90% del correspondiente al corazón del material.
- (6) Se les deberá aplicar un factor de calidad especificado en el párrafo UG-24 del Código ASME, a estos valores del esfuerzo permisible.
- (7) El uso de las gráficas a presión externa para material en forma de barra es permitido solamente para anillos atesadores.

Tabla 23. VALORES DEL ESFUERZO PERMISIBLE (lb/in²) a 10³.
Aluminio y aleaciones.

Material Especif.	Aleac.	Templado	Tamaño d nominal (in)	Esp. mín. tens.	Esp. mín. fluencia.	Notas	Observaciones	Máximo esfuerzo permisible en tensión						Ref. pres. d'n nat.		
								100	150	200	300	350	400			
SB-209	3003	0 H12 H122	0.031-1.0	14.0	5.0	---	Placa	7.30	7.30	7.70	3.00	2.40	1.80	1.40	05	
				17.0	12.0	1	"	4.30	4.30	4.70	4.00	3.60	3.00	2.40	04	
				0.250-0.499	17.0	12.0	1	"	4.30	4.30	4.70	4.00	3.60	3.00	2.40	05
				0.500-2.0	17.0	6.0	1	"	3.80	3.80	3.70	3.20	2.40	1.80	1.40	05
				2.001-3.0	14.5	6.0	1	"	3.60	3.60	3.50	3.20	2.40	1.80	1.40	07
SB-209	3004	0 H12 H12	0.051-1.0	22.0	8.5	---	Placa	5.60	5.50	5.50	5.00	5.00	3.80	2.40	06	
				28.0	21.0	1	"	7.00	7.00	7.00	7.00	5.80	3.80	2.40	06	
				0.250-3.0	23.0	9.0	1	"	5.80	5.80	5.80	5.80	5.10	3.80	2.40	06
SB-209	5052 y 5652	H32	0.051-2.0	31.0	23.0	1	Placa	7.00	7.00	7.00	7.50	6.20	4.10	2.40	06	
SB-221	1100	0 H12	Todos Todos	11.0	3.3	---	Varilla, Placa, Perfil	2.00	2.00	2.00	2.00	1.60	1.40	1.00	---	
				11.0	3.3	---	"	2.00	2.00	2.00	2.00	1.60	1.40	1.00	---	
SB-221	3003	0 H12	Todos Todos	14.0	5.0	7	Varilla, Placa, Perfil	3.40	3.40	3.40	3.00	2.40	1.80	1.40	05	
				14.0	5.0	1,7	"	3.40	3.40	3.40	3.00	2.40	1.80	1.40	05	
SB-212	7014	T6, T651	0.125-8.0	65.0	55.0	2,3,4	Hat. Pernos	11.0	11.0	13.0	13.0	11.4	6.90	3.90	---	
SB-211	2024	T4	0.125-0.499 0.500-4.500 4.501-6.500 6.501-8.000	62.0	45.0	2,3	Hat. Pernos	11.3	11.3	11.3	11.3	10.4	6.50	4.50	---	
				62.0	42.0	2,3	"	10.1	10.5	10.5	10.5	10.4	6.90	4.50	---	
				62.0	40.0	2,3	"	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0	6.50	4.50	---	
				58.0	38.0	2,3	"	9.50	9.50	9.50	9.50	7.50	6.10	4.20	---	
SB-210	Alealad 3003	H14 H14	0.010-0.500 0.010-0.500	19.0	16.0	1,5	Tubo sin cost. estir.	4.50	4.50	4.50	4.40	3.90	2.70	2.10	05	
				26.0	23.0	1,5	"	6.10	6.10	6.00	5.70	4.80	3.20	2.30	05	
SB-210	3003	0 H12 H12	0.010-0.500 0.010-0.500 0.010-0.500	14.0	5.0	---	Tubo sin cost. estir.	2.40	3.10	3.40	3.00	2.40	1.80	1.40	05	
				17.0	12.0	1	"	4.30	4.30	4.30	4.00	3.60	3.00	2.40	05	
				14.0	5.0	1	"	3.40	3.40	3.40	3.00	2.40	1.80	1.40	05	
SB-210	4061	T6 T6 sold.	0.025-0.500 0.025-0.500	33.0	28.0	2	Tubo sin cost. estir.	6.30	6.30	7.90	7.40	5.50	3.40	2.00	05	
				17.0*	---	---	Tubo estirado.	4.30	4.30	4.30	4.20	3.90	3.00	2.00	05	
SB-241	3003	H18 H12	aleado de 1 y arriba	27.0	24.0	2	Tubería sin cost.	6.80	6.80	6.70	6.30	5.40	3.50	2.00	05	
				14.0	5.0	2	"	3.30	3.30	3.30	3.00	2.40	1.80	1.40	05	
SB-241	6061	T6 T6 sold.	Todos Todos	25.0	25.0	2	Tubería sin cost.	7.50	7.50	7.40	6.80	5.00	3.40	2.00	05	
				17.0*	---	---	Tubería	4.30	4.30	4.30	4.20	3.90	3.00	2.00	1,7	
SB-241	3003	0 H12	Todos Todos	14.0	5.0	---	Tubo extruido s/c.	3.40	3.40	3.40	3.00	2.40	1.80	1.40	05	
				14.0	5.0	1	"	3.40	3.40	3.40	3.00	2.40	1.80	1.40	05	
SB-241	6061	T1 T5 T5 T6 T5, T6 (sold.)	sobre 0.5 0.501-1.0 sobre 0.5 0.501-1.0 sobre 1.0 sobre 1.0	17.0	9.0	2	Tubo extruido s/c.	4.30	4.30	4.30	4.10	3.30	3.40	2.00	05	
				16.0	8.0	2	"	4.00	4.00	4.00	4.00	3.40	2.90	2.00	05	
				23.0	16.0	2	"	5.40	5.40	5.40	5.40	4.60	3.40	2.00	05	
				21.0	15.0	2	"	5.10	5.10	5.10	4.90	4.40	3.40	2.00	05	
				30.0	25.0	2	"	7.50	7.50	7.40	6.80	5.00	3.40	2.00	05	
27.0*	---	---	"	4.30	4.30	4.10	4.20	3.90	3.00	2.00	05					
SB-241	Alealad 3003	H14 H25	0.010-0.200 0.010-0.200	19.0	16.0	2,5	Tubo T.C.**	4.50	4.40	4.50	4.40	3.90	2.70	2.10	05	
				21.0	18.0	2,5	"	5.00	5.00	5.00	4.70	3.90	2.70	2.10	05	
SB-241	55A (43)	F	---	17.0	6.0	2,6	Forja	4.00	4.00	4.00	3.80	3.50	3.10	2.80	05	

Tabla 85. Esfuerio del Estuero Permisible (kN/m²) a 10°C
Niquel y Aluminio

Especie	Material	Aluminio	Especie	Máximo esfuerzo permisible en función de la Temperatura °C										Nivel	Porcentaje de la capacidad	Observaciones		
				100	150	200	250	300	350	400	450	500	550					
SP-127	405	Ni-Cu	26.0	28.0	30.4	35.4	38.7	44.2	51.0	58.6	67.0	76.0	85.0	95.0	100	100	D7	Wale en est. libre
SP-127	408	Ni-Cu	35.0	40.0	45.7	53.0	58.7	67.0	77.0	88.0	100.0	113.0	127.0	142.0	158.0	175.0	D7	Wale en est. libre
SP-168	670	Ni-Cu-TP	30.0	33.0	35.0	40.0	44.0	50.0	57.0	65.0	75.0	85.0	97.0	110.0	125.0	140.0	D8	Punto placa
SP-168	600	Ni-Cu-TP	30.0	33.0	35.0	40.0	44.0	50.0	57.0	65.0	75.0	85.0	97.0	110.0	125.0	140.0	D8	Punto placa
SP-168	605	Ni-Cu-TP	35.0	38.0	40.0	45.0	49.0	55.0	62.0	70.0	80.0	91.0	103.0	116.0	130.0	145.0	D8	Wale en est. libre
SP-408	600	Ni-Cu-TP	35.0	40.0	44.0	50.0	55.0	62.0	70.0	80.0	91.0	103.0	116.0	130.0	145.0	160.0	D12	Recuo. placa
SP-408	600	Ni-Cu-TP	35.0	40.0	44.0	50.0	55.0	62.0	70.0	80.0	91.0	103.0	116.0	130.0	145.0	160.0	D12	" "
SP-408	600 H	Ni-Cu-TP	35.0	40.0	44.0	50.0	55.0	62.0	70.0	80.0	91.0	103.0	116.0	130.0	145.0	160.0	D12	" "
SP-408	600 H	Ni-Cu-TP	35.0	40.0	44.0	50.0	55.0	62.0	70.0	80.0	91.0	103.0	116.0	130.0	145.0	160.0	D12	" "
SP-125	314 I	Ni-Cu-TP + Cu-TP	35.0	40.0	44.0	50.0	55.0	62.0	70.0	80.0	91.0	103.0	116.0	130.0	145.0	160.0	D9	" "
SP-161	273	Ni-Cu-TP (1)	50.0	55.0	60.0	70.0	75.0	85.0	95.0	105.0	115.0	125.0	135.0	145.0	155.0	165.0	D8	Recuo. y punto, tubo
SP-161	232	Ni-Cu-TP (1)	50.0	55.0	60.0	70.0	75.0	85.0	95.0	105.0	115.0	125.0	135.0	145.0	155.0	165.0	D8	" "
SP-161 y 401	800	Ni-Cu-TP	35.0	40.0	44.0	50.0	55.0	62.0	70.0	80.0	91.0	103.0	116.0	130.0	145.0	160.0	D12	" "
SP-161 y 401	804	Ni-Cu-TP	35.0	40.0	44.0	50.0	55.0	62.0	70.0	80.0	91.0	103.0	116.0	130.0	145.0	160.0	D12	" "
SP-161 y 401	800 H	Ni-Cu-TP	35.0	40.0	44.0	50.0	55.0	62.0	70.0	80.0	91.0	103.0	116.0	130.0	145.0	160.0	D12	" "
SP-161 y 401	800 H	Ni-Cu-TP	35.0	40.0	44.0	50.0	55.0	62.0	70.0	80.0	91.0	103.0	116.0	130.0	145.0	160.0	D12	" "
SP-161	810	Ni-Cu-TP	35.0	40.0	44.0	50.0	55.0	62.0	70.0	80.0	91.0	103.0	116.0	130.0	145.0	160.0	D7	" "
SP-161	405	Ni-Cu-TP	35.0	40.0	44.0	50.0	55.0	62.0	70.0	80.0	91.0	103.0	116.0	130.0	145.0	160.0	D7	" "
SP-408	600	Ni-Cu-TP (1)	35.0	40.0	44.0	50.0	55.0	62.0	70.0	80.0	91.0	103.0	116.0	130.0	145.0	160.0	D8	" "

Nota para la tabla 85:

Los valores del esfuerzo cuando sea apropiado para determinaciones a temperaturas intermedias.

Los valores del esfuerzo en secciones restringidas, como en secciones de punta (punta) restringida o secciones restringidas con las secciones, son la sección restringida de la tabla con el valor de la tabla.

Los valores del esfuerzo en secciones de punta, se refieren al valor de la tabla.

(1) Debido al bajo límite más bajo de estos materiales, estos valores están del esfuerzo de soldadura a temperatura ambiente. Para las soldaduras a presión en secciones restringidas, para permitir el uso de estos materiales desde los límites de deformación elástica máxima, los valores del esfuerzo son mejores que el 85% pero son mejores que el 80% en el punto de fluencia y la temperatura. El uso de estos esfuerzos puede resultar en cambios dimensionales debidos a deformaciones permanentes. Estos valores son para secciones de punta de juntas empalmadas u otras aplicaciones donde se haya de proporcionar unido mayor logar a 85% simultáneamente.

(2) Para placa solamente.

(3) La gráfica para presión aplica se aplica solo hasta 800 °C.

(4) Diferencia entre 2 y 3 en algunos casos.

(5) 3 in. x 3/16 in.