

10  
29



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

**ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES  
"ZARAGOZA"**

**"DISEÑO MECANICO Y ESTIMACION DE COSTOS PARA  
RECIPIENTES ACUMULADORES Y SEPARADORES;  
LIQUIDO-LIQUIDO Y GAS-LIQUIDO."**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE :**

**INGENIERO QUIMICO**

**P R E S E N T A :**

**VICTOR HUGO ROMO CASTORENA**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**



## **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

	Pag.
RESUMEN	i
OBJETIVOS	ii
1.- INTRODUCCION.	1
1.1.- Recipientes acumuladores.	1
1.2.- Recipientes de balance.	13
1.3.- Recipientes de proceso.	13
1.4.- Recipientes para transporte de líquidos.	14
2.- GENERALIDADES.	15
2.1.- Definición de términos.	17
2.2.- Criterios de diseño para aplicaciones específicas de proceso.	22
2.3.- Requisitos generales de diseño.	30
2.4.- Espesor de la envolvente sujeta a presión interna	39
3.- DISEÑO DE RECIPIENTES ACUMULADORES.	44
3.1.- Recipientes atmosféricos de almacenamiento.	46
3.2.- Recipientes de almacenamiento a presión.	55
4.- DISEÑO DE RECIPIENTES SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO.	56
4.1.- Dimensionamiento de recipientes de balance para líquidos.	56
4.2.- Dimensionamiento de separadores liquido-liquido.	64

5.- DISEÑO MECÁNICO DE SEPARADORES GAS-LÍQUIDO.	71
5.1.- Generalidades.	72
5.2.- Diseño de separadores verticales.	73
5.3.- Diseño de separadores horizontales.	80
5.4.- Separadores horizontales con un recipiente o una pierna para líquidos pesados.	83
6.- ESTIMACION DE COSTOS.	88
6.1.- Cálculo de costos a partir de la regla de índices.	88
6.2.- Cálculo de costos a partir de la regla del factor de las seis décimas.	89
6.3.- Estimado del costo para recipientes horizontales y verticales.	90
7.- CONCLUSIONES.	101
8.- BIBLIOGRAFIA.	103

## RESUMEN

En este trabajo se estudia el diseño de los recipientes acumuladores y separadores; líquido-líquido y gas-líquido. Así como también se analizan algunos métodos para la estimación del costo de los mismos.

Los recipientes mencionados anteriormente tienen gran importancia dentro de la industria química ya que se requieren en casi todos los procesos.

Con esto, podemos anticiparnos y decir que existen diferentes tipos de recipientes, que están en función de las condiciones y características del proceso.

Existen diferentes materiales para la construcción de los recipientes. Estos se utilizan en función del fluido a almacenar y de las condiciones de proceso. Se pueden fabricar de materiales blandos como el plástico o duros como el acero de alta aleación.

Una parte fundamental de este estudio corresponde al análisis del esfuerzo de los materiales ya que esto contribuye a que el diseñador aplique una tolerancia adecuada.

## OBJETIVOS

- 1.- Seleccionar y diseñar los recipientes acumuladores.
- 2.- Seleccionar y diseñar los separadores líquido-líquido y gas-líquido.
- 3.- Analizar y seleccionar los métodos de estimación de costos para recipientes.

## 1 - INTRODUCCIÓN.

Para poder llevar a cabo un proceso en la industria química, es indispensable el uso de recipientes adecuados para cada etapa. Se deben considerar muchos factores en el diseño del recipiente, los cuales van a estar en función de la naturaleza de la aplicación del equipo. El factor más importante es el de seleccionar el tipo de recipiente que va a llevar a cabo el servicio requerido de la manera más satisfactoria. Otros factores son las propiedades del material usado, el esfuerzo inducido, la estabilidad elástica y la apariencia estética de la unidad. El costo de un recipiente es importante en relación a su servicio y a su vida útil.

El objetivo de este trabajo es que a partir de la bibliografía base que es; el Código A.S.M.E. Sección VIII División 1, el Código A.P.I.-A.S.M.E. y algunos de los libros y artículos publicados referentes al diseño de recipientes, se pueden dar algunas recomendaciones y métodos para la selección y diseño de los recipientes acumuladores y de los separadores; líquido-líquido y gas-líquido. También se estudiarán algunos métodos para la estimación del costo de estos recipientes.

De acuerdo a su uso, podemos decir que se dividen en:

- 1.1.- Recipientes acumuladores.
- 1.2.- Recipientes de balance.
- 1.3.- Recipientes de proceso.
- 1.4.- Recipientes para transporte de líquidos.

### 1.1- RECIPIENTES ACUMULADORES.

Los recipientes acumuladores tienen la finalidad de almacenar; materia prima, combustible, agua contra incendio, producto terminado, etc. Su dimensionamiento va a estar en

función de la flexibilidad de la Planta de Proceso, es decir que, con estos recipientes se asegura que el proceso no se va a detener por falta de materia prima o por falta de combustible, al menos por un determinado tiempo.

Existen varios tipos de recipientes acumuladores. Haciendo una diferenciación en función de la presión de operación tenemos lo siguiente:

- 1.- Recipientes atmosféricos.
- 2.- Recipientes sujetos a presión interna.
- 3.- Recipientes sujetos a presión externa.

#### 1.- Recipientes atmosféricos.

La característica primordial de los recipientes acumuladores atmosféricos es que se utilizan para almacenar líquidos no volátiles o poco volátiles a esta presión. Son recipientes abiertos o cerrados. Por ejemplo:

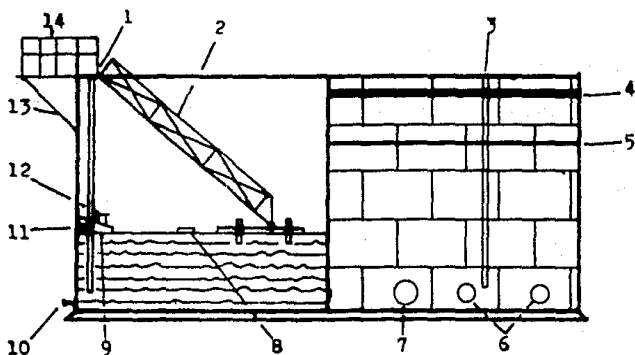
##### A.- Recipiente de techo flotante con puente simple.

El recipiente está diseñado para almacenar productos petroleros volátiles. Su diseño elimina totalmente la fase gaseosa y reduce las pérdidas por evaporación y bombeo. Se utiliza comúnmente para almacenar petróleo crudo, naftas y gasolinas. (Figura 1.1).

El techo flotante simple está diseñado para soportar cargas de agua o nieve importantes, conservando una flotación adecuada. El "techo flotante con puente simple estándar" puede ser usado para  $12 \text{ m} < D < 65 \text{ m}$ ; el "techo flotante puente simple reforzado" se usa para condiciones de cargas y diámetros mayores  $60 \text{ m} < D < 90 \text{ m}$ . El precio de un techo flotante con puente simple es menor a otros.



Este recipiente debe responder a las exigencias del API-650 apendice C. La junta del techo flotante puede ser del tipo "espuma" o "mecánica". Este recipiente puede tener: Indicadores automáticos, equipo contra incendio, agitador, calentador y aspiración flotante.



- 1) Tubo guía del techo y del indicador,
- 2) Escalera. 3) Indicador de nivel, 4) Cincho del domo,
- 5) Cincho intermedio. 6) Boquillas, 7) Entrada hombre,
- 8) Entrada hombre, 9) Flotador, 10) Purga del techo,
- 11) Empaque, 12) Entrada hombre del flotador,
- 13) Escalera helicoidal, 14) Plataforma.

Recipiente de techo flotante con puente simple

Figura 1.1

#### B.- Recipiente de techo flotante interno.

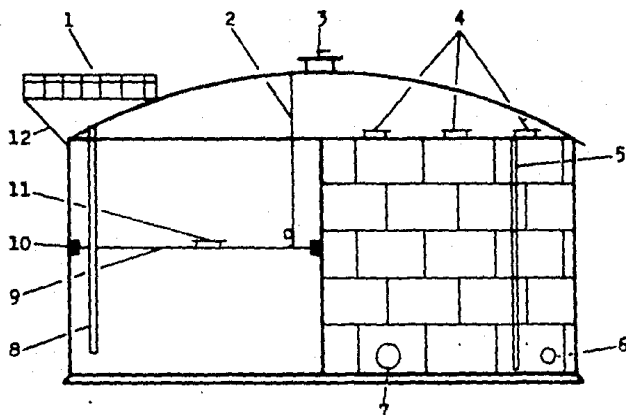
Este recipiente se diseña para almacenar productos petroleros refinados volátiles. Su diseño elimina totalmente la fase gaseosa, protegiendo al fluido de los agentes climáticos al mismo tiempo. (Figura 1.2).

Se utiliza comunmente para gasolinas, gas-avión y supercarburantes.

El techo fijo protege al fluido contra la interperie, evitando entre otras cosas los problemas de drenaje. El

producto almacenado no se contamina y conserva una gran pureza, esencial en el caso del gas-avión. Este tipo de recipiente es adecuado para cualquier capacidad y diámetro. Los techos fijos pueden ser autoportados o de poste. El techo flotante se puede adaptar a tanques existentes de techo fijo.

Este recipiente se diseña conforme al API-650 apéndice H. El techo fijo esta provisto de aereadores dimensionados y dispuestos para asegurar una ventilación natural. La junta es del tipo "espuma".



- 1) Plataforma, 2) Cable de aterrizaje, 3) Venteo central, 4) Venteos periféricos, 5) Indicador de nivel, 6) Boquilla, 7) Entrada hombre, 8) Guía del techo, 9) Puente, 10) Empaque, 11) Entrada hombre, 12) Escalera helicoidal.

Recipiente de techo flotante interno.

Figura 1.2

C.- Recipiente de techo flotante con doble puente.

Este tanque está representado en la Figura 1.1 a excepción de tener un doble puente o techo, estando el

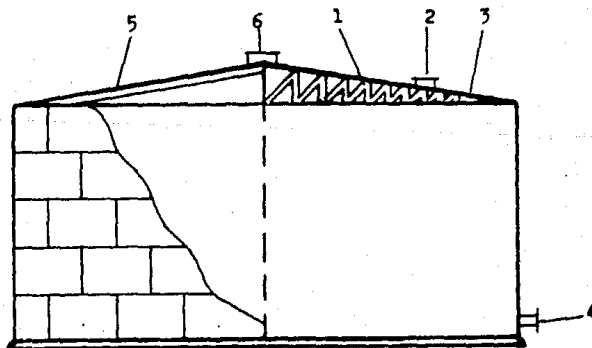
techo superior con una pendiente ligera. Tiene las mismas características que el puente simple, añadiendo que el espacio de aire entre los dos puentes, aísla el puente inferior en contacto con el producto, evitando así la evaporación de los productos volátiles en lugares calurosos, además de resistir adecuadamente a vientos de pulsación. Sus dimensiones son  $8 \text{ m} < D < 132 \text{ m}$ .

D.- Recipiente de techo fijo autosoportado cónico.

Se utiliza para almacenar productos no volátiles, por ejemplo: combustóleo pesado, combustible doméstico, gasóleo, agua. (Figura 1.3).

Existen dos tipos de soportes que están en función del diámetro: El soporte es de vigas si;  $8 \text{ m} < D < 24 \text{ m}$  o es de armadura si;  $24 \text{ m} < D < 72 \text{ m}$ .

Se prefiere el techo autosoportado cuando el fondo del tanque puede experimentar asentamientos importantes.

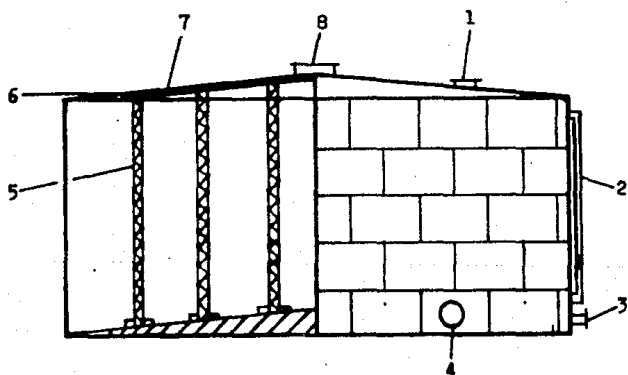


1) Armadura. 2) Venteo. 3) Pendiente 1/6. 4) Boquilla.  
5) Viga. 6) Entrada hombre.

Recipiente de techo fijo autosoportado cónico.  
Figura 1.3

E.- Recipiente de techo fijo con soporte de postes.

El objetivo de estos recipientes es el de almacenar un producto no volátil al mínimo costo. Se utiliza para almacenar combustibles pesados, domésticos y gasoleo. Se utiliza para cualquier capacidad y diámetro. La altura es función de las características del suelo y de criterios económicos. Cuando las dimensiones no están impuestas este es más económico que uno de autoapoye. La pendiente del techo es 1/6. Las bases de los postes se pueden ajustar después de la prueba de estabilidad pero se considera 300 mm de manera general; se deben dimensionar para asegurar una carga al suelo de 1.5  $\frac{kg}{cm^2}$ . (Figura 1.4).



- 1) Venteo.
- 2) Indicador de nivel.
- 3) Boquilla.
- 4) Entrada hombre.
- 5) Poste.
- 6) Viga.
- 7) Pendiente 1/6.
- 8) Entrada hombre.

Recipiente de techo fijo con soporte de postes.

Figura 1.4

F.- Recipiente de techo autoapoyado esférico.

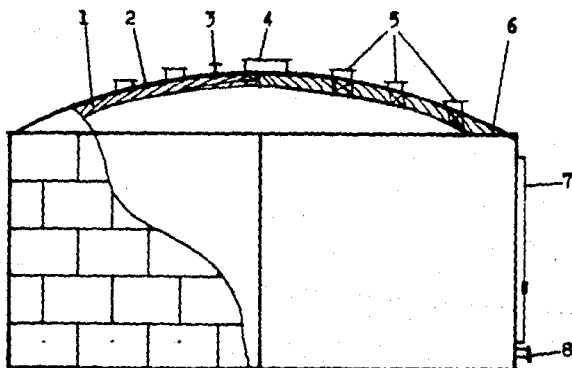
Se utiliza para almacenar producto poco volátil o no

volátil como son: combustible pesado, combustible doméstico, gasoleo, productos químicos poco volátiles, productos alimenticios y agua desmineralizada.

Existen dos tipos de recipientes, ya sea con vigas interiores independientes del techo o con vigas exteriores integradas al techo (esta última es usada para el almacenamiento de un producto alimentario o cuando hay recubrimiento interno). (Figura 1.5).

El diámetro mayor de este recipiente es de 52 m, que varía en función de las cargas y presiones. Según las condiciones de carga y del diámetro, las vigas interiores esféricas se sustituyen por vigas cónicas por razones económicas.

El radio del techo varía de 0.8D a 1.5D según el caso.



- 1) Viga, 2) Techo, 3) Venteo, 4) Entrada hombre,
- 5) Soportes circulares, 6) Placa del domo, 7) Indicador de nivel, 8) Boquilla.

Recipiente de techo autosoportado esférico.

Figura 1.5.

#### G.- Recipiente de baja temperatura.

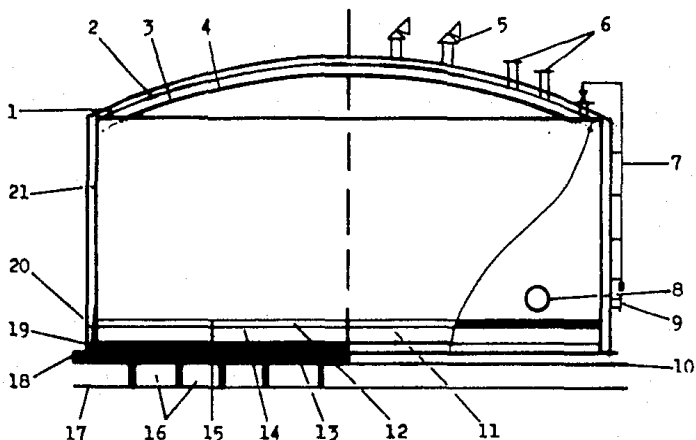
Este recipiente está diseñado para almacenar gases licuados a baja temperatura y presión atmosférica, siendo la temperatura mínima de  $-50^{\circ}\text{C}$ . La temperatura se mantiene por medio de un equipo de refrigeración y de un aislante adecuado. (Figura 1.6).

El uso más común de este recipiente es para almacenar; butadieno, monómero de cloruro de vinilo, amoníaco anhidro, propano, propileno, mezclas de propano-butano. Estos recipientes pueden ser usados tipo "simple pared", constituida de una pared hermética en acero a baja temperatura, aislada con poliuretano o fibra de vidrio, o bien tipo "doble pared", constituida de una pared interior hermética en acero a baja temperatura y una pared exterior que sirve únicamente como pared de retención de aislamiento que, en este caso, se asegura por un relleno de perlita entre ambas paredes. Generalmente el tipo simple pared es el más usado para temperaturas hasta de  $-50^{\circ}\text{C}$ , por razones económicas.

Estos recipientes deben responder a los requisitos marcados en el API-620.

Notación de la Figura 1.6:

- 1) Placa del domo, 2) Aislamiento, 3) Techo del tanque,
- 4) Soporte del tanque, 5) Válvulas de alivio,
- 6) Boquillas, 7) Indicador de nivel, 8) Entrada hombre,
- 9) Boquilla, 10) Nivel de piso, 11) Dispositivo de calentamiento,
- 12) Fondo interior, 13) Fondo exterior,
- 14) Espuma, 15) Tierra seca, 16) Espacios ventilados,
- 17) Nivel de piso, 18) Soporte elevado, 19) Corona de cemento, 20) Anclaje, 21) Camisa.



Recipiente de baja temperatura.

Figura 1.6

## 2.- Recipientes sujetos a presión interna.

Estos recipientes se diseñan para almacenar líquidos volátiles. Este tipo de recipiente se utiliza cuando la presión de vapor del líquido almacenado define un diseño más resistente.

El American Petroleum Institute (API) y la American Society of Mechanical Engineers (ASME), han desarrollado códigos para gobernar dichos recipientes. Para el caso de los recipientes cilíndricos se utiliza una gran variedad de tapas o cabezas de diferentes formas para cerrarlos. Estas pueden ser; hemisféricas, elípticas, torisféricas, estándar, cónicas y toricónicas.

Estos recipientes cilíndricos existen en dos posiciones; verticales u horizontales. La diferencia en la aplicación de estos recipientes es que, los recipientes

horizontales proporcionan un mayor tiempo de residencia, a diferencia de los verticales.

Una generalidad de los recipientes cilíndricos es que deben cumplir con la relación de L/D óptima la cual es  $1 \leq L/D \leq 5$ .

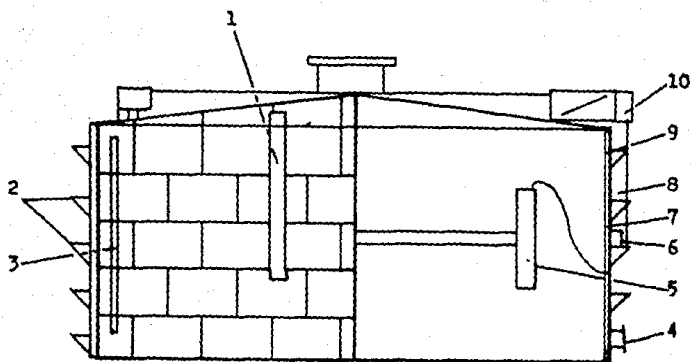
Los recipientes verticales cilíndricos construidos con tapas cónicas, que operan a presiones ligeramente arriba de la atmosférica, se pueden construir de acuerdo al API Standard 650.

Existe un diseño de los recipientes que operan a presión cercana a la atmosférica que se utiliza para almacenar hasta 150,000 m<sup>3</sup>. Se conoce como gasómetro Wiggins. Es un recipiente de almacenamiento de gas de tipo seco con pistón móvil. Este pistón flota libremente sobre el gas, subiendo y bajando según las variaciones de volumen. El espacio anular entre el pistón y la pared se encuentra herméticamente cerrado por medio de un sello flexible de elastómero soportado en cuerdas de nylon. Posee características mecánicas superiores a las requeridas, pudiendo trabajar entre -30 °C y 80 °C. Se utiliza para almacenar amoníaco, argón, nitrógeno, helio, hidrógeno, oxígeno, CO-CO<sub>2</sub>, acetileno, butano, butileno, etileno, metano, propano, gas de coque, gas de alto horno, gas de convertidores. (Figura 1.7).

Notación de la Figura 1.7:

1) Válvula de seguridad, 2) Tirantes, 3) Indicador de nivel, 4) Boquilla, 5) Abrazadera telescópica, 6) Dispositivo reglaje del nivel del pistón por contrapeso, 7) Juntas, 8) Pistón, 9) Coraza, 10) Zona ventilada.





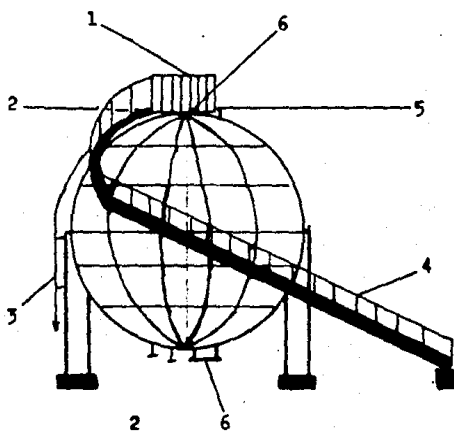
Gasómetro Wiggins

Figura 1.7

A.- Recipientes acumuladores esféricos.

Los recipientes esféricos también entran dentro de la clasificación general de los recipientes sujetos a presión interna. Se diseñan para almacenar gases licuados o gases a presión superior a la atmosférica. El gas licuado es, en general, almacenado a la presión correspondiente a la temperatura ambiente. En algunos casos, se almacena a una temperatura más baja que la ambiente, teniendo entonces una esfera refrigerada o semi-refrigerada para limitar su presión. Las esferas están definidas por el código ASME sección VIII. La temperatura mínima de trabajo para el acero al carbón es de  $-50^{\circ}\text{C}$ . La capacidad y la presión de almacenaje varían

según el producto. El número de zonas se define por las dimensiones máximas de unión y el peso unitario de la lámina. (Figura 1.8).



- 1) Plataforma, 2) Boquillas, 3) Nivel, 4) Escalera.  
5) Válvula de seguridad, 6) Entrada hombre.

Recipiente acumulador esférico.

Figura 1.8.

### 3.- Recipientes a presión externa.

Se considera en esta parte a los recipientes que operan por abajo de la presión atmosférica del lugar, es decir que operan a vacío. También entran en esta clasificación los recipientes enchaquetados donde el medio de calentamiento tiene una presión superior a la presión del fluido en el tanque.

Se considera que los recipientes que operan a presión externa, deben ser diseñados con más detenimiento. Deben diseñarse para soportar una presión externa máxima de 15

lb/pulg<sup>2</sup> ó 25 % más de la presión externa máxima permisible, lo que resulta menor. (29).

El uso de estos recipientes es variado, aunque comúnmente se emplean los que operan a vacío, en operaciones en las que se quiere evitar la descomposición por alta temperatura de ebullición, en torres de destilación de residuos pesados, en evaporación de soluciones y suspensiones, en cristalización continua, etc. (2).

#### 1. 2.- RECIPIENTES DE BALANCE.

Los recipientes de balance se utilizan para proporcionar flexibilidad de operación a las Plantas de Proceso. Es decir que, con estos recipientes se logra una continuidad en el proceso. Su uso se limita a proporcionar la materia prima del proceso y se diseñan en función tanto del personal de operación, como del nivel de instrumentación del equipo. Con esto, es fácil adelantarnos y deducir que si contamos con personal experimentado y con buena instrumentación, el equipo tendrá dimensiones menores a las que tendríamos si contamos con personal sin experiencia y con un equipo pobremente instrumentado.

#### 1. 3.- RECIPIENTES DE PROCESO.

Los recipientes de proceso tienen las mismas características de los recipientes de balance, a diferencia de que estos son los que participan directamente en el proceso químico de

transformación de las materias primas. Como pueden ser los evaporadores, separadores líquido-líquido o gas-líquido, torres de destilación, reactores, etc.

#### Clasificación de recipientes de proceso

- 1.- Presión interna
- 2.- Presión externa
- 3.- Presión atmosférica
  - 3.1.- Abiertos
  - 3.2.- Tapa fija
  - 3.3.- Tapa flotante

#### 1. 4.- RECIPIENTES PARA TRANSPORTE DE LÍQUIDOS.

El diseño de estos recipientes involucra a una mayor cantidad de variables ya que son recipientes que se someten constantemente a diferentes esfuerzos como pueden ser las cargas de impacto, movimiento, etc.

## 2- GENERALIDADES.

Un Ingeniero Químico normalmente desarrolla la información básica de diseño requerida para detallar el recipiente a presión. Los recipientes a presión llevan a cabo una gran variedad de funciones y son una parte esencial en todos los proyectos de la industria de los procesos químicos. El detalle del diseño del recipiente a presión es normalmente responsabilidad de un Ingeniero Mecánico. Así mismo la cimentación del recipiente es responsabilidad del ingeniero civil.

El código A.S.M.E. de calentadores y recipientes a presión, contiene las reglas para el diseño, fabricación e inspección para evaporadores y recipientes a presión. El código A.S.M.E. no tiene validez oficial por sí mismo, pero la mayoría de los estados tanto en Estados Unidos y Canadá lo consideran un requisito legal.

La sociedad A.S.M.E. tiene inspectores en diferentes lugares de Estados Unidos y Canadá, los cuales examinan los recipientes y autorizan que el recipiente sea estampado con el logotipo de la A.S.M.E.-N.B. (National Board). Los recipientes estampados con N.B. pueden ser vendidos y/o utilizados en cualquier Estado. Los recipientes con la estampa de A.S.M.E. son más limitados en su uso.

El Código A.S.M.E. de Calentadores y Recipientes a Presión consiste de once secciones:

- I.- Calentadores.
- II.- Especificación de materiales.
- III.- Componentes de una planta de fuerza nuclear.
- IV.- Evaporadores.
- V.- Examinación no destructiva.

- VI.- Recomendaciones para el cuidado y operación de los evaporadores.
- VII.- Recomendaciones para el cuidado de los calentadores.
- VIII.- Recipientes a presión. División 1.  
Recipientes a presión. División 2. Reglas alternativas.
- IX.- Soldaduras.
- X.- Recipientes a presión de plástico reforzado y de fibra de vidrio.
- XI.- Reglas para inspección de sistemas de enfriamiento de reactores nucleares.

Generalidades del Código A.S.M.E. Sección VIII, División 1.

Se excluyen de esta sección:

- 1.- Los recipientes bajo control federal.
- 2.- Los recipientes con un volumen de 120 galones o menor conteniendo agua a presión.
- 3.- Recipientes almacenadores suministradores de agua caliente que no estén sobre 120 galones, 200° F de temperatura y 20,000 B.T.U./h en el calor de entrada.
- 4.- Los recipientes con una presión de operación interna o externa que no exceda las 15 lb/pulg<sup>2</sup>.
- 5.- Los recipientes con un diámetro interior que no excedan las 6 pulgadas.

No se menciona pero es obvio que se excluyen los recipientes nucleares, que se analizan en la Sección III. La jurisdicción del Código termina en el primer punto de unión de la tubería externa de un recipiente.

Los recipientes que no exceden los 5 pies<sup>3</sup> y 250 lb/pulg<sup>2</sup> y los que no exceden 1.5 pies<sup>3</sup> y 600 lb/pulg<sup>2</sup> se deben diseñar en base

al Código pero quedan ajenos a la inspección del Código.

Las reglas dadas en la División 1 aplican a los diseños de presiones hasta 3000 lb/pulg<sup>2</sup>. A presiones mayores se deben añadir algunos principios de diseño para que ese recipiente sea aceptado para estamparse por el Código. En la División 2 no hay límite de presión. (32).

## 2. 1.- DEFINICIÓN DE TÉRMINOS.

### 1.- Presión de operación.

Es la presión en la parte superior del recipiente cuando se tiene una operación normal. Esta presión no debe de exceder de la presión máxima permisible de trabajo y generalmente se mantiene abajo de la presión de ajuste del dispositivo de relevo para evitar la abertura frecuente del dispositivo.

### 2.- Presión máxima permisible de trabajo. (Operación).

Es la máxima presión manométrica permitida a una temperatura especificada en la parte superior del recipiente durante la operación normal de éste, cuando se ha instalado en su posición correcta de operación. Esta presión estará fijada por los espesores nominales de cada elemento del recipiente, sin considerar los espesores adicionales por corrosión u otras cargas, así como los valores de los esfuerzos máximos permisibles de los materiales, conforme a las reglas y fórmulas aplicables para el diseño y construcción de estos recipientes. Esta presión es la base para el ajuste de los dispositivos de relevo de presión, instalados para la protección del recipiente.

### 3.- Presión de diseño.

Es la presión coincidente con una temperatura especificada a las condiciones de operación predeterminadas más severas.

para calcular el espesor de la pared o las características físicas de las diferentes partes de un recipiente.

Cuando sea aplicable, se sumará una carga estática a esta presión de diseño, para determinar el espesor de cualquier parte específica del recipiente.

La presión de diseño podrá utilizarse en lugar de la presión máxima permisible de trabajo en los casos en que esta última no pueda determinarse por medio de cálculos.

4.- Esfuerzo máximo permisible.

Es el máximo esfuerzo unitario permitido para cualquier material específico que puede ser usado en las fórmulas para el diseño del recipiente.

5.- Eficiencia de la junta soldada.

Es la expresada como una cantidad decimal y se utiliza en el diseño de juntas como un factor por el que hay que multiplicar el valor del esfuerzo máximo permisible para obtener el esfuerzo permisible apropiado. Tabla 2.1.

6.- Espesor de pared mínimo requerido o de retiro.

Es el espesor calculado por las fórmulas establecidas, antes de adicionarle el espesor necesario para corrosión o erosión.

7.- Espesor de pared de diseño.

Es la suma del espesor de pared requerido más el necesario para corrosión y erosión.

8.- Espesor de pared nominal.

Es el espesor seleccionado entre los comercialmente disponibles y la forma en que se suministra para la fabricación del recipiente o parte del mismo.



- 9.- Espesor de pared después de fabricado el recipiente.  
Este espesor deberá ser como mínimo, igual al espesor de diseño.
- 10.- Inspección con líquido penetrante. (PT).  
Método de inspección no destructivo, utilizado para detectar fallas sobre la superficie del material. Las fallas típicas detectables por este método son: grietas, astillas y porosidades.
- 11.- Inspección con partícula magnética. (MT).  
Es un método de detección de grietas o discontinuidades del material, sobre la superficie o cerca de ésta, en materiales como hierro y aleaciones magnéticas del material, aplicando partículas imantadas finamente divididas que forman patrones indicativos de la discontinuidad del material.
- 12.- Inspección ultrasónico. (UT).  
Método no destructivo utilizado para localizar e identificar fallas internas por la detección de la reflexión que produce el material a las vibraciones ultrasónicas emitidas por un aparato.
- 13.- Inspección por radiografía. (RT).  
Proceso que consiste en hacer pasar radiaciones electrónicas a través de un objeto, obteniendo sobre una película, el registro del estado interno de dicho cuerpo.
- 14.- Soldadura.  
Fusión localizada del metal, producida por calentamiento a temperaturas apropiadas, con o sin aplicación de presión y con o sin el uso de metal de aporte. Cuando se utilice metal de aporte, este debe tener un punto de fusión aproximadamente igual al del metal base.

Siendo la soldadura la forma más comunmente utilizada para unir las placas que integran un recipiente, cabe mencionar algunos tipos de soldadura;

- Soldadura de filete.
- Soldadura de filete completo.
- Soldadura de ranura.
- Soldadura de sello.
- Soldadura de tapón.

Por el proceso de efectuarla se divide en:

- Soldadura automática.
- Soldadura semi-automática de arco.
- Soldadura manual.

Por su proceso se divide en:

- Soldadura con arco.
- Soldadura con arco gas-tungsteno.
- Soldadura con arco metal protegido.
- Soldadura de arco metalico con gas.
- Soldadura de arco-plasma.
- Soldadura con arco sumergido.
- Soldadura por forja.
- Soldadura con gas.
- Soldadura con hidrógeno atómico.
- Soldadura por inducción.
- Soldadura con oxiacetileno.
- Soldadura con presión.
- Soldadura por resistencia.
- Soldadura con termita.

Tabla 2.1

EFICIENCIA MAXIMA PERMITIDA PARA JUNTAS SOLDADAS.

(8)

Tipo de junta	Limitaciones	(a)	(b)	(c)	(d)
Soldado Doble * junta a tope	Ninguna		No	No	80
Soldado sencillo * junta a tope con tira de respaldo	juntas longitudinales no mayores a 1 1/4" de espesor. Sin limitación de espesor para juntas circulares.	80	No Si Si	No No Si	85 90 95
*Junta a tope sin tira de respaldo	juntas únicamente circulares inferiores a 5/8" de espesor	70	No No	No Si	70 75
Doble completa *junta a traslape	juntas longitudinales infe- riores a 3/8". Juntas circu- lares inferiores a 5/8" de espesor.	65	No No	No Si	65 70
Sencilla completa *junta a traslape con soldado a punto	juntas únicamente circula- res inferiores a 5/8"; unión de cabezas inferior a 24" de diámetro exterior a paredes inferiores a 5/8" de espesor.	60	No No	No Si	60 65
*junta a traslape sin soldado de punto.	únicamente para uniones de cabezas convexas a la presión a paredes inferiores 5/8" y para unión de cabezas cóncava a la presión inferior a 24" de diámetro externo a paredes inferiores a 1/4 " de espesor.	50	No No	No Si	50 55

(a) Eficiencia básica de la junta (%).

(b) Radiografiado.

(c) Relevado térmico de esfuerzos

(d) Eficiencia máxima de la junta (%).

## 15.- Dispositivos de relevo de presión.

### - Válvula de seguridad.

Es un dispositivo relevador automático de presión, actuado por la presión estática aplicada sobre la válvula, que tiene como característica una apertura rápida completa.

### - Válvula de relevo.

Es un dispositivo relevador automático de presión, actuado por la presión estática aplicada sobre la válvula, que abre en proporción al incremento de presión, sobre la presión de apertura. Se usa principalmente para líquidos.

### - Válvula de relevo-seguridad.

Es un dispositivo relevador de presión, adecuado para usarse como válvula de relevo o de seguridad.

## 22- CRITERIOS DE DISEÑO PARA APLICACIONES ESPECÍFICAS DE PROCESO.

### 1.- Tiempos de residencia de líquido.

El tiempo de residencia es el tiempo mínimo que se requiere para proporcionar una flexibilidad de operación razonable. Este tiempo debe ser suficiente para que el personal de operación detecte y corrija una falla alrededor de una pieza de equipo de proceso, como en el caso de falla de una bomba. El tiempo entre la detección y la corrección del problema depende de la experiencia del personal que opera la unidad y el grado de sofisticación del instrumento. (8).

En la Tabla 2.2 se dan recomendaciones para tiempos de residencia de líquidos típicos. Estas recomendaciones se basan en un personal de operación experimentado y en una unidad bien instrumentada.

Tabla 2.2

TABLA PARA TIEMPOS DE RESIDENCIA DE LÍQUIDO ENTRE EL NIVEL MÍNIMO Y MÁXIMO.

S E R V I C I O	Tr.min
Un tanque de balance alimenta una unidad de proceso dada, pero recibe el líquido de otra unidad que está ligada a un cuarto de control separado.	20
Igual que el anterior, pero el tanque de balance recibe el líquido de una unidad de proceso ligada al mismo cuarto de control.	15
Un tanque de balance alimenta una unidad de proceso, pero recibe el líquido de tanques fuera de la planta.	15
Un líquido de un tanque de balance se alimenta a una torre ligada a un cuarto de control separado.	12
Un líquido de un tanque de balance se alimenta a una torre ligada al mismo cuarto de control.	8
Un líquido de un tanque de balance a tanque fuera de la planta o directamente a un tanque de alimentación para otra unidad (Flujo por gravedad).	3
Igual que el anterior, pero el líquido se bombea desde el tanque de balance.	5
Un líquido de un tanque de balance alimenta un rehervidor a fuego directo; el tiempo de residencia	

se basa en el vapor del rehervidor expresado como líquido (5 min), más el tiempo de residencia adecuado para el producto de fondos en base al servicio específico.	5
Un separador vapor-líquido entre una unidad de separación de alta presión y otra de baja presión.	4
Un tanque de destilado que actúa como acumulador de flujo.	5
Un tanque de destilado (tanque de flujo), que también sirve como receptor de producto, basándose el tiempo de residencia en el flujo (3 min) más el tiempo de residencia adecuado en base al servicio específico.	5
Si el producto se envía a almacenamiento.	2
Si el producto se alimenta a otra torre.	15
Tanques de alimentación a un reactor.	25
Tanques separadores de arrastre a la succión del compresor, en base a la velocidad del líquido de la mayor unidad productora de líquido antes del compresor.	10
Tiempo de residencia adicional o de emergencia para tanques separadores de arrastre entre etapas (en base a una velocidad máxima de producción de condensado entre etapas).	10

Tabla 2.3

PERSONAL	FACTOR	INSTRUMENTACION	FACTOR
Experimentado	1.0	Bien instrumentado	1.0
Bien entrenado	1.2	Instrumentación normal	1.2
Sin experiencia	1.5	Pobremente instrumentado	1.5

2.- Relación óptima L/D para tanques de proceso.

La selección de un valor adecuado para la relación L/D de un tanque de proceso en un determinado servicio resulta afectado por estos factores:

A.- Las necesidades de proceso son predominantes sobre las de costos, es decir, la forma de un tanque suele fijarse por los requerimientos que resultan de tiempos de residencia de líquidos especificados, áreas de vapor mínima, velocidades de asentamiento, etc. Muy a menudo la relación de L/D se fija por limitaciones del plano de distribución y por especificaciones del cliente.

B.- Puede ser difícil construir y operar (problemas de mantenimiento), tanques con diámetros inferiores a 2 pies, especialmente si se van a usar internos tales como mamparas, eliminadores de niebla, controladores especiales de nivel, etc.

C.- Las relaciones óptimas L/D no tienen tanto significado en el caso de tanques con internos complejos como lo tienen para tanques más simples.

Las consideraciones de costos dictan una relación óptima L/D para cualquier volumen de tanque. Los criterios que se dan enseguida llevarán en la mayor parte de los casos prácticos a costos de diseño "casi mínimos".

a.- El primer criterio general es que la relación L/D de todos los tanques de proceso debe estar dentro del rango:  $1 \leq L/D \leq 5$ , (32).

b.- A partir de la gráfica de Abakians (Gráfica 2.1) se obtiene el diámetro inicial, debiendo quedar la relación L/D dentro del rango establecido.

### 3.- Selección preliminar del tipo de cabezas.

Pueden usarse las siguientes recomendaciones para hacer una selección preliminar del tipo de cabezas:

Cabezas torisféricas

$D \leq 15$  pies,  $P \leq 100$  lb/pulg<sup>2</sup> manométricas

Cabezas semielipsoidales 2:1

$D \leq 15$  pies,  $100$  lb/pulg<sup>2</sup> man.  $\leq P \leq 450$  lb/pulg<sup>2</sup> man.

Cabezas hemisféricas

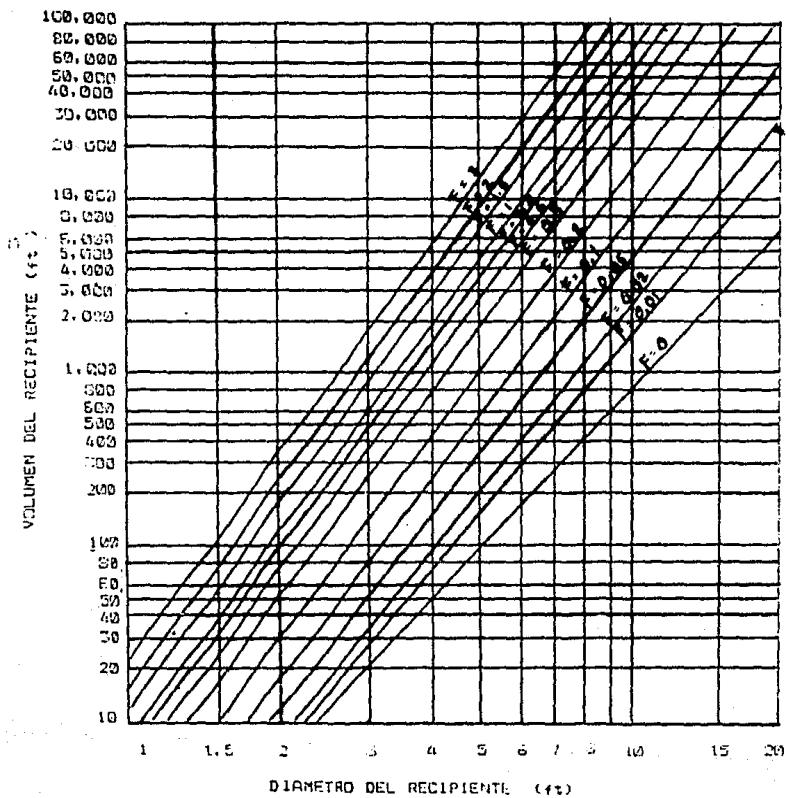
$D \leq 15$  pies,  $P > 450$  lb/pulg<sup>2</sup> manométricas

$D > 15$  pies  $P < 450$  lb/pulg<sup>2</sup> manométricas

Donde: D = diámetro del recipiente

P = presión de diseño.





Gráfica 2.1.

Gráfica de Abakians para el dimensionamiento de recipientes.

4.- Criterios para fijar las dimensiones finales de los recipientes.

Una vez que se obtuvieron las dimensiones del equipo, por economía, uno se debe referir a las medidas comerciales ya establecidas. Los fabricantes de recipientes, emiten catálogos con las medidas disponibles (comerciales) de las distintas partes de un recipiente. Por ejemplo, para fijar el diámetro del recipiente, se sabe que los fabricantes hacen cabezas que varían sus dimensiones de 15.24 cm en 15.24 cm, o sea que el diámetro se redondeará, según el caso, del valor calculado al diámetro inmediato superior, o bien, al diámetro inmediato inferior comercial. Para fijar la longitud del recipiente es conveniente conocer cuales son los anchos de las placas comerciales, a saber:

Tabla 2.4

	1219 mm	(4 pies)
*	1828 mm	(6 pies)
*	2438 mm	(8 pies)
	3048 mm	(10 pies)
	3658 mm	(12 pies)

\* ancho de placas más comunes.

O sea que para fijar la longitud de un recipiente, es conveniente redondear la longitud calculada al ancho comercial de alguna de las placas, o bien, igual al ancho de una combinación de dos placas. En el caso de que la longitud del recipiente sea mayor a 3658 mm (12 pies); se pueden hacer combinaciones de las placas comerciales que existen, teniendo así variaciones en longitud de 610 mm en 610 mm (2 en 2 pies):

Tabla 2.5

Longitudes recomendadas de los recipientes.

mm	pies	ejemplos de combinaciones
4267	14	8 pies y 6 pies
4877	16	8 pies y 8 pies
5486	18	8 pies y 10 pies
6096	20	10 pies y 10 pies
6706	22	8 pies, 8 pies y 6 pies
7315	24	8 pies, 8 pies y 8 pies

Para longitudes mayores de los recipientes, continuar con el mismo criterio de ajustarse a la longitud que se pueda obtener por combinación de placas comerciales.

Por ejemplo, si por cálculo obtenemos una longitud de 2083 mm (6'10"), es conveniente fijar la longitud de 2438 mm (8'), ya que si se fijara de 2134 mm (7'), el fabricante cobraría más caro el recipiente; puesto que su costo incluiría la placa de 2438 mm y el trabajo del corte de dicha placa, así como de hacerle el bisel a la placa resultante de 2134 mm. Las placas comerciales ya vienen biseladas.

5.- Niveles de líquidos.

En forma general se pueden establecer los siguientes criterios: el nivel normal se considera al 60 % entre el nivel máximo y el nivel mínimo.

Cuando se instale alarma por alto nivel esta se colocará al 80 % entre el nivel mínimo y el nivel máximo.

Cuando se instale alarma por bajo nivel, esta se colocará al 25 % entre el nivel mínimo y el nivel máximo.

Para los tanque Knock Out (K.O.) de succión de compresores, sin separación teórica de líquido, se considerará el nivel de alarma por alto nivel a 61 cm de la tangente inferior y

el nivel de paro a 30.5 cm del nivel de alarma.

Nota general: Para dimensionar el recipiente se recomienda el uso de las gráficas de Abakians las cuales son la representación gráfica de las ecuaciones desarrolladas para requerir la mínima cantidad de material en la fabricación del recipiente. Sin embargo, cuando se obtengan relaciones de  $L/D$  fuera del criterio general  $1 \leq L/D \leq 5$ , es conveniente ajustarse a este último criterio ya que relaciones de  $L/D$  mayor a 5 presentan otros problemas como pueden ser de espacio y de costo de cimentaciones.

## 2. 3.- REQUISITOS GENERALES DE DISEÑO.

### 1.- Generalidades.

A.- El diseño de recipientes a presión y partes sujetas a presión deberá cumplir los requisitos generales de diseño dados a continuación además de los requisitos específicos en cada caso, así como las recomendaciones prácticas relativas al diseño.

B.- El espesor mínimo de toda placa sujeta a presión, después de conformada, no deberá ser menor de 4.8 mm (3/16"), en caso de que el recipiente sea fabricado con aceros al carbono y de baja aleación y no debe ser menor de 3.2 mm (1/8") en caso de que el recipiente sea fabricado con aceros de alta aleación.

C.- Las cabezas conformadas para recipientes deberán ser de un sola pieza. Cuando por limitaciones del material no sea posible que se fabriquen de una sola pieza, deberán someterse a aprobación.

D.- Un recipiente puede diseñarse y construirse con cualquier combinación de materiales aprobados, comprobando que se siguen las reglas aplicables y se cumplen los requisitos de la Sección IX del Código A.S.M.E., para soldar materiales de diferente composición. Una de las consideraciones que se deben hacer es tomar precaución con los diferentes coeficientes de expansión, con objeto de evitar problemas bajo condiciones de temperatura extrema, o debido a partes con restricción no común, tales como puntos de concentración de esfuerzos y cambios de metalurgia que ocurren a temperaturas elevadas.

E.- La temperatura usada en el diseño, deberá ser como mínimo, la temperatura media del metal a través del espesor, a las condiciones de operación esperadas para la parte considerada. De ser necesario, la temperatura del metal deberá determinarse por medio de computadoras, usando un procedimiento aceptado de transmisión de calor, o por medición directa en equipo que trabaje a condiciones de operación equivalentes. En ningún caso deberán excederse las temperaturas máximas de la superficie del metal, enlistada en la tabla de esfuerzo de materiales (Tabla 2.6.), ni tampoco en las limitaciones de temperatura especificadas.

En el apéndice de la Sección VIII División 1 del Código A.S.M.E., se sugieren algunos métodos para determinar la temperatura de pared del recipiente.

Tabla 2.6

PROPIEDADES DE LOS MATERIALES, ACERO AL CARBÓN Y ACERO DE BAJA ALEACIÓN.

Valores de esfuerzo máximo. Valores por 1000 lb/pulg<sup>2</sup>

Especificación Para la temperatura del metal no debe exceder T( F)

Número	Grado	-20 a									
		700	750	800	850	900	950	1050	1100	1150	
SA-283	C	12.7	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SA-285	C	13.8	13.3	12.1	10.2	8.4	6.5	-	-	-	-
SA-515	55	13.8	13.3	12.2	10.2	8.4	6.5	4.5	2.5	-	-
SA-515	60	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	-	-
SA-515	65	16.3	15.5	13.9	11.4	9.0	6.5	4.5	2.5	-	-
SA-515	70	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.5	4.5	2.5	-	-
SA-516	55	13.8	13.3	12.1	10.2	8.4	6.5	4.5	2.5	-	-
SA-516	60	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	-	-
SA-516	65	16.3	15.5	13.9	11.4	9.0	6.5	4.5	2.5	-	-
SA-516	70	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.5	4.5	2.5	-	-
SA-105	--	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.5	4.5	2.5	-	-
SA-181	I	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	-	-
SA-350	LF1/2	15.0/17.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SA-53	B	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	-	-	-	-
SA-106	B	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	-	-
SA-193	B7.5	25.0	25.0	23.6	21.0	17.0	12.5	8.5	4.5	-	-
SA-194	2H	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SA-307	B	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Nota: Estos valores se pueden interpolar para determinar valores a temperaturas intermedias. Si se requieren valores para otros materiales consultese el Código A.S.M.E. paga. 117-135, (8).

F.- Los recipientes deberán diseñarse como mínimo para la condición coincidente más severa de presión y temperatura esperada en condición normal. Para esta condición deberá considerarse la diferencia máxima de presión entre el interior y el exterior del recipiente o entre dos cámaras cualesquiera de una unidad con servicio combinado.

G.- Las cargas a considerar en el diseño de un recipiente se enlistan a continuación:

- Presión de diseño.
- Cargas de impacto.
- Peso del recipiente, accesorios y su contenido incluyendo la presión adicional debida a la carga estática de líquidos.
- Cargas sobrepuestas; como otros recipientes, aislamiento, recubrimientos, tubería, etc.
- Cargas por viento o sismo.
- Reacciones debidas a las patas, anillos, silletas y otros tipos de soportes.
- Efectos de los gradientes de temperatura en los esfuerzos máximos.

## 2.- Análisis de esfuerzos.

La distribución de esfuerzos a través del espesor de la pared no es uniforme, es mayor en la cara interior. Conforme aumenta el espesor de la pared, aumenta la diferencia entre el esfuerzo promedio y el esfuerzo máximo.



▽ min    ▽ max

Figura 2.1.



▽ promedio

Figura 2.2.

Análisis de esfuerzos.

En un recipiente de pared delgada se supone que la distribución de esfuerzo es uniforme a través del espesor de la pared.

3.- Criterios para clasificar a los recipientes de pared delgada.

A.- Cuando la relación entre el espesor y el diámetro interior es igual o menor de 0.05.

B.- Cuando la relación entre el diámetro exterior e interior es menor de 1.2 .

4.- Forma más común de los recipientes.

La mayoría de los recipientes son cilíndricos, debido a que un cilindro tiene gran resistencia estructural y son fáciles de fabricar. Varios tipos de esfuerzos pueden actuar sobre un recipiente cilíndrico de pared delgada, como son:

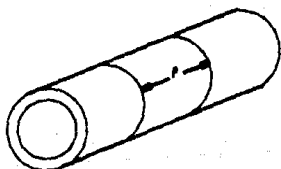
A.- Esfuerzo longitudinal. ( $\sigma$ ).

Se origina debido a la presión interna del recipiente.

Actúa sobre las juntas circunferenciales.

$$\sigma = P/A ; \quad (2.1)$$

$$p' = \text{presión} = F/A \quad (2.2)$$



Esfuerzo longitudinal.

Figura 2.3

Si el cilindro que contiene un fluido a presión tiene cerrados los extremos, actúan en las paredes fuerzas longitudinales.





Análisis del esfuerzo longitudinal.

Figura 2.4

La presión del fluido empuja los extremos hacia afuera, este empuje lo resisten las juntas longitudinales en las paredes del cilindro cuya resultante es  $F'tot$ , como:

$$\sum F_x = 0. \quad (2.3)$$

$$\text{y } F'tot = P = p'A \quad (2.4)$$



Comportamiento del esfuerzo en una mitad del cilindro.

Figura 2.5.

$$A = \text{área de la tapa. } F'tot = (p'ND^2)/4 \quad (2.5)$$

$$\sigma_L = F'tot/A' = P/A \quad (2.6)$$

$A'$  = Área de la sección transversal de las paredes del cilindro.

$$A' = [(D+2t)^2 - D^2] \pi / 4 = [D+t] \pi t \quad (2.7)$$

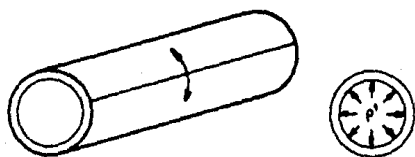
como  $t$  es muy pequeño queda:  $A' = D \pi t \quad (2.8)$

$$\sigma_L = p'ND^2 / 4Dt\pi = p'D/4t \quad (2.9)$$

B.- Esfuerzo circunferencial. ( $\sigma_c$ ).

Se origina debido a la presión interna del recipiente.

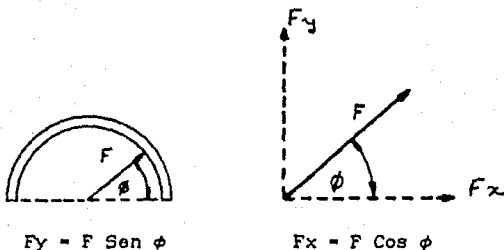
Actúa sobre las juntas longitudinales. La presión de un fluido produce esfuerzos de tensión en las paredes.



Análisis de esfuerzo circunferencial.

Figura 2.6

Considerando una mitad del cilindro, para definir las fuerzas en la pared tenemos:

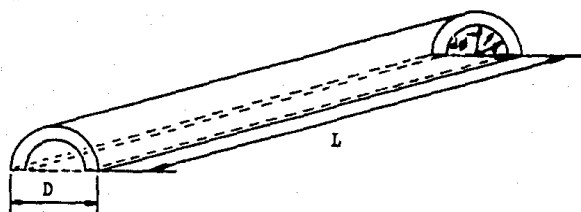


Análisis de las fuerzas que actúan en el cilindro.

Figura 2.7

Para cada fuerza a la derecha de la línea central le corresponde otra a la izquierda cuya componente horizontal será igual pero de sentido contrario, por lo tanto se anulan.

Las componentes verticales de las fuerzas actúan hacia arriba y tienden a separar una mitad del cilindro de la otra. la fuerza total ( $F_{\text{tot}}$ ) es la suma de los componentes verticales desde  $\phi = 0$  a  $\phi = 180$ .



Análisis de las fuerzas que actúan en el cilindro.

Figura 2.8

La fuerza normal que actúa en un elemento diferencial de la pared del cilindro.

$$df = p'dA = p'LDd\phi/2 \quad (2.10)$$

$$F_{\text{tot}} = \int_0^{180} \Sigma F_y = \int_0^{180} p'L(D/2) \text{Sen}\phi \, d\phi \quad (2.11)$$

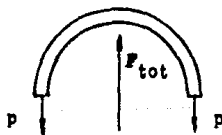
$$F_{\text{tot}} = p'L(D/2) (-\text{Cos}\phi) \Big|_0^{180} = p'LD \quad (2.12)$$

$F_{\text{tot}}$  = Fuerza resultante por la presión del fluido.

$$\text{Condición de equilibrio } \Sigma F_y = 0 \quad (2.13)$$

$$F_{\text{tot}} = 2P = p'LD. \quad (2.14)$$

$P$  = Fuerza en la pared del cilindro



Representación de las fuerzas en el cilindro.

Figura 2.9

$$\sigma_c = P/A = p'LD/2A \quad (2.15)$$

$$A = Lt \quad (2.16)$$

$$\sigma_c = p'D/2t$$

(2. 17)

De aquí que  $\sigma_c$  es el doble del  $\sigma_L$ , por lo tanto para el diseño del recipiente hay que considerar el  $\sigma_c$ , aún cuando los dos actúan simultáneamente. Despejando  $t$ , tenemos:

$$t = p'D/2\sigma_c$$

(2. 18)

considerando la eficiencia de la junta soldada y el espesor necesario por corrosión, se tiene:

$$t = (p'D/2\sigma_c E) + c$$

(2. 19)

#### C.- Esfuerzo residual por soldadura.

Se origina debido a un calentamiento local del metal.

Con la finalidad de relevar los esfuerzos del material se somete al recipiente a un calentamiento, a una temperatura dada, por un determinado tiempo.

#### D.- Esfuerzo por sobreponer cargas, viento, nieve y hielo, equipo auxiliar y cargas de impacto.

#### E.- Esfuerzo ocasionado por diferencias térmicas.

El gradiente de temperatura tiene efecto sobre los recipientes ya que se desarrollan esfuerzos térmicos en sus paredes. Cuando en un cuerpo cambia su temperatura y se le impide su deformación, se inducen en él esfuerzos térmicos.

$$\delta = L\alpha\Delta T$$

(2. 20)

$$\delta/L\alpha = \epsilon = \alpha\Delta T$$

(2. 21)

La Ley de Hooke, dentro del límite elástico

$$\epsilon = \sigma/E$$

(2. 22)

el esfuerzo por temperatura queda:

$$\sigma = E\epsilon = E\alpha\Delta T$$

(2. 23)

Si hay transmisión de calor del exterior al interior,

disminuye el  $\sigma_c$  de la cara exterior de la pared y lo aumenta en la cara interior, puesto que el esfuerzo por temperatura se suma al provocado por la presión interna, resultando un esfuerzo mayor en el diámetro interior, consecuentemente será necesario usar una pared más gruesa. Si se transmite calor del interior al exterior el efecto es inverso (tendiendo el esfuerzo por temperatura a provocar una distribución más uniforme), y por lo tanto, puede emplearse una pared más delgada.

## 2.4.- ESPESOR DE LA ENVOLVENTE SUJETA A PRESIÓN INTERNA.

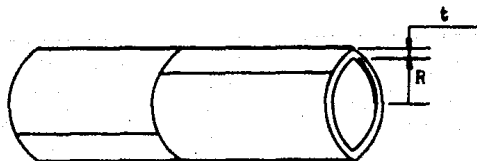
El espesor de las envolventes sujetas a presión interna, no deberá ser menor que el calculado en las fórmulas que a continuación se describen. Además se deberá prever que puedan existir cualquiera de las cargas enlistadas en la parte 2.3.D. cuando se considere que puedan ocurrir.

### 1.- Esfuerzo circunferencial (juntas longitudinales).

Cuando el espesor no sea mayor que la mitad del radio interior, o cuando la presión no sea mayor que 0.385 veces  $S \cdot E$  se emplearán las siguientes fórmulas:

$$t = PR / (SE - 0.6P) \quad (2.24)$$

$$S = PD / 2t \quad (2.25)$$



Esfuerzo circunferencial.

Figura 2.10.

## 2.- Esfuerzo longitudinal (juntas circunferenciales).

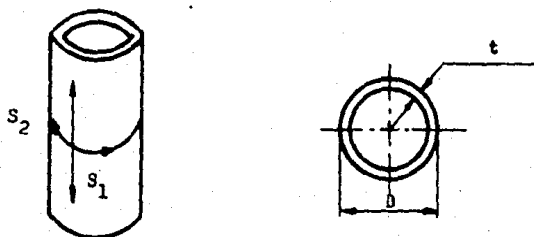
Cuando el espesor no sea mayor que la mitad del radio interior, o cuando la presión no sea mayor que 1.25 veces  $S \cdot E$ , se emplearán las siguientes fórmulas:

$$t = PR / (2SE + 0.4P)$$

(2. 20)

$$S = PD / 4t$$

(2. 27)



Esfuerzo longitudinal.

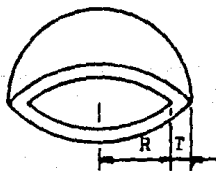
Figura 2.11

## 3.- Envoltentes esféricas.

Cuando el espesor de una envoltente totalmente esférica no sea mayor de 0.356 veces  $R$ , o cuando la presión no sea mayor de 0.665 veces  $S \cdot E$ , se empleará la siguiente fórmula:

$$t = PR / (2SE - 0.2P)$$

(2. 28)



Cabeza esférica.

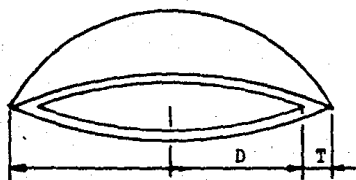
Figura 2.12

#### 4.- Cabezas elípticas.

El espesor requerido de una cabeza concava de forma semielíptica, en la cual la mitad del eje menor (profundidad interior de la cabeza, menos la ceja recta), es igual a la cuarta parte del diámetro interior del faldón, se calculará como sigue:

$$t = PD / (2SE - 0.2P)$$

(2. 29)



Cabeza elíptica.

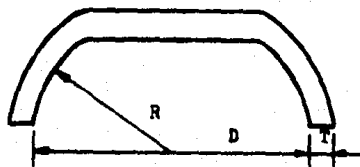
Figura 2.13

#### 5.- Cabezas torisféricas.

El espesor requerido de una cabeza torisférica, en la cual el radio de transición es igual al 6% del radio de la corona, se calculará como sigue:

$$t = 0.885PL / (SE - 0.1P)$$

(2. 30)



Cabeza torisférica.

Figura 2.14

Nota: El radio interior de corona con el cual se debe formar una cabeza sin esfuerzo, no deberá ser mayor que el diámetro exterior de la ceja recta de la cabeza. El radio interior de la curva de transición de una cabeza torisférica deberá ser cuando menos del 6% del diámetro exterior de la ceja recta de la cabeza, pero en ningún caso será menor de tres veces el espesor de la misma.

#### 6.- Cabezas hemisféricas.

Cuando el espesor de una cabeza hemisférica no excede de 0.356 veces L, o la presión P no excede de 0.665 veces S\*E, se aplicará la siguiente fórmula:

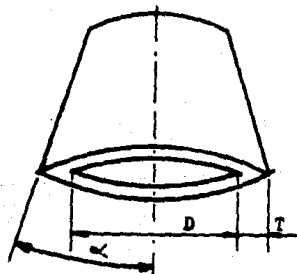
$$t = PL / (2SE - 0.2P) \quad (2.25)$$

Aplica la figura 2.12

#### 7.- Cabezas cónicas (sin radio de transición).

El espesor requerido de las cabezas cónicas o de las secciones cónicas que tiene un ángulo  $\alpha$  de 30° o menor, se calculará como sigue:

$$t = PD / [(SE - 0.6P) 2 \cos \alpha] \quad (2.26)$$



Cabeza cónica.

Figura 2.15



Notación:

- t Espesor mínimo requerido de las placas de la envolvente, sin incluir tolerancia por corrosión (pulg).
- P Presión de diseño o presión máxima permisible de trabajo, en el caso de recipientes en operación (lb/pulg<sup>2</sup>).
- S Valor del esfuerzo máximo permisible, (lb/pulg<sup>2</sup>).  
Vease la tabla 2.6.
- E Eficiencia para la junta de unión, o eficiencia de la junta adecuada en recipientes cilindricos. Para recipientes soldados, usense las eficiencias de la tabla 2.1.
- R Radio interior de la envolvente en consideración, antes de aumentar la tolerancia por corrosión, (pulg).
- C.A. Tolerancia por corrosión, (pulg).
- 
- L - Longitud, pies.
- D - Diámetro, pies.
- $\sigma$  - Esfuerzo unitario, fuerza/área.
- $\epsilon$  - Deformación unitaria, fuerza/área.
- E - Módulo de elasticidad de Young.
- $\Delta T$  - Diferencia de temperatura.

### 3.- DISEÑO DE RECIPIENTES ACUMULADORES.

Dentro de la industria química y petroquímica, se almacenan gases, líquidos y sólidos en recipientes de diferentes formas y tamaños. Existe tal cantidad de formas y tamaños que su diseño, fabricación y montaje es una especialidad de varias compañías.

Antes del uso generalizado de la soldadura, los tanques metálicos eran construídos ya sea por remachado o por medio de tornillos. Actualmente los fluidos que se almacenan a presiones atmosféricas o bajas, están contenidos en recipientes soldados. El American Petroleum Institute (API), en función de las grandes cantidades de petróleo y sus derivados almacenados de esta forma, ha establecido especificaciones para regular el diseño. Este Código (API Standard 12C), trata de proveer a la industria petrolera las especificaciones de diseño para los tanques, con una seguridad adecuada y con una economía razonable, cubriendo una gran variedad en cuanto a capacidades.

Cierto es que estas especificaciones se desarrollaron para el diseño de tanques de almacenamiento de petróleo y sus derivados, pero son guías muy útiles para diseñar los recipientes que almacenarán otros productos químicos.

Normalmente el primer paso en el diseño, es la selección de el mejor tipo de recipiente para el servicio particular en cuestión. Los factores principales que influyen en esta selección son: la función que va a desempeñar, la localización del equipo, la naturaleza del fluido, la temperatura y presión de operación y el volumen necesario para almacenar o de capacidad para procesar.

Los recipientes se pueden clasificar de acuerdo a su funcionalidad, temperatura, presión, material de construcción o a su geometría.

Los recipientes en cada una de estas clasificaciones son ampliamente usados como recipientes de almacenamiento y como recipientes de proceso para fluidos.

Hacer una clasificación total para los recipientes de proceso resulta difícil, pero si es posible indicar algunas generalidades de los usos de los diferentes recipientes comunes. Por ejemplo, si necesitamos almacenar grandes cantidades de un líquido no peligroso, lo podemos almacenar en un tanque de acero abierto, o de madera, o de concreto, dependiendo de las necesidades. Se requiere de un sistema cerrado si, a las condiciones de almacenamiento, el fluido es tóxico, combustible o gas, o si la presión requerida es mayor que la atmosférica. Los recipientes esféricos se utilizan para almacenar gases a presión, cuando el volumen requerido es grande. Los recipientes cilíndricos con cabezas formadas son más económicos y se utilizan para pequeños volúmenes a presión.

El API ha desarrollado una serie de estándares para los tanques atmosféricos. A continuación se enlistan algunos de ellos.

- A.P.I. Standard 12 A, Tanques de almacenamiento de aceite con coraza rebordeada.
- A.P.I. Standard 12 B, Producción de tanques remachados.
- A.P.I. Standard 12 C, Producción de tanques largos soldados.

Los laboratorios Underwriters Laboratories, Inc., han publicado los siguientes estándares para tanques:

- U.L. 58, Steel Underground Tanks for Flammable and Combustible Liquids.
- U.L. 142, Steel Aboveground Tanks for Flammable and Combustible Liquids.
- U.L. 58, Abarca los tanques de acero hasta 50,000 galones, con

un diámetro máximo de 12 pies y una longitud máxima de seis veces el diámetro.

- U.L. 142 abarca los tanques de acero horizontal hasta 50,000 galones y los tanques verticales hasta 35 pies de altura. Incluye el espesor y otros detalles. El diámetro máximo para un tanque vertical no se especifica.

Los estándares de Underwriters coinciden con el A.P.I. pero se incluyen tanques más pequeños que los estándares del A.P.I., más sin embargo los estándares de U.L. no son tan detallados como los del A.P.I., además de que responsabilizan más al diseñador.

Los recipientes pequeños que no contienen sustancias tóxicas no son particularmente peligrosos y pueden tolerar un factor de seguridad reducido. Los tanques que contienen sustancias altamente tóxicas o que son muy largos, independientemente de la sustancia que contienen, pueden ser peligrosos. El diseñador debe evaluar la magnitud del peligro para especificar el factor de seguridad.

Los tanques que contienen líquidos a una temperatura mayor de la ambiente requieren de un aislante para reducir las pérdidas de calor. Los tanques que contengan líquidos que se requieran almacenar a temperaturas menores que la atmosférica se deben aislar para minimizar la absorción de calor. El aislante debe tener una barrera de vapor en el exterior para prevenir la condensación de la humedad atmosférica que reduciría su efectividad.

### 3. 1- RECIPIENTES ATMOSFÉRICOS DE ALMACENAMIENTO.

Antes de que un recipiente de almacenamiento pueda diseñarse, se debe establecer la relación de diámetro y

altura. El diámetro común de un recipiente estándar a presión atmosférica va de 10 a 220 pies y la altura va de 6 a 64 pies. De hecho no hay una regla general para la selección de la relación de diámetro y altura, ya que esta relación es función de las características del proceso y área disponible. La relación óptima entre el diámetro y la altura depende de dos limitantes, que son:

El límite inferior para la relación óptima de  $D/H$  se presenta cuando los costos, por unidad de área, de la coraza, la base y la tapa son independientes de  $D$  y  $H$ . Esta condición existe con recipientes de volumen pequeño, en donde la estabilidad elástica y la corrosión controlan el espesor.

El límite superior de esta relación óptima de  $D/H$ , se presenta cuando el espesor de la coraza es función tanto del diámetro y de la altura, así como también cuando los costos por unidad de área de la base y de la tapa son independientes de  $D$  y de  $H$ . Esta condición aplica para recipientes de gran volumen.

Los recipientes de almacenamiento son construidos de casi cualquier material estructural. Los más ampliamente usados son los de acero y concreto reforzado. Los recipientes de plástico o de fibra de vidrio se utilizan para una capacidad de hasta 60,000 galones. Las ventajas que presentan estos tanques es que tienen resistencia a la corrosión, tienen peso ligero y además tienen un bajo costo. Se llegan a utilizar tanques de aluminio o de metales no ferrosos. Cuando se requiere de metales caros como el tantalum, se pueden aplicar recubrimientos en el tanque como lo son el

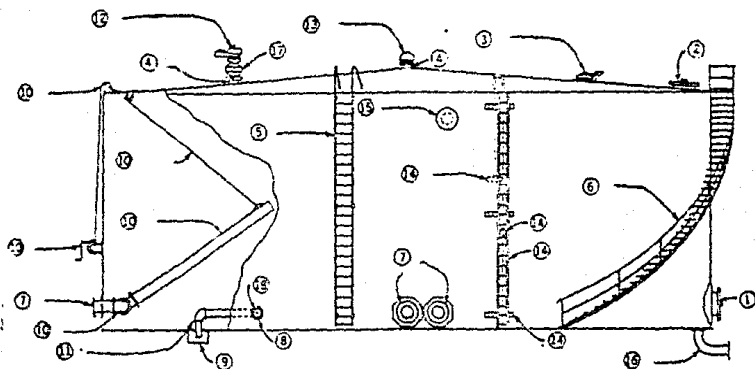
lining (recubrimiento aplicado resistente a la corrosión o el clad (placas con recubrimiento integral).

La configuración general y los accesorios de un recipiente, a excepción de la tapa, son prácticamente los mismos. Los accesorios que normalmente requiere un recipiente de almacenamiento son los siguientes (figura 3.1.):

- Entradas hombre: Se requiere cuando menos una entrada en el cuerpo cilíndrico, de tamaño limitado entre 20" y 24" y colocada a una altura de 4 a 5 pies sobre el nivel del piso.
- Venteo: se pueden presentar dos casos:
  - a.- Venteo libre para líquidos no volátiles.
  - b.- Venteo de conservación para productos volátiles, combinado con un interruptor de flama en caso de flamabilidad.
- Escalera:
  - a.- Tipo marino para tanques pequeños con alturas no mayores de 15 pies.
  - b.- Escalera espiral o de caracol para tanques mayores.
- Drenaje:
  - a.- Simple en el fondo del recipiente con una tubería subterránea.
  - b.- Con pozo colector para lograr un desalojo eficaz.
- Boquillas adicionales:
  - a.- Para carga y descarga del producto. Las dimensiones serán de acuerdo a las cantidades manejadas.
  - b.- Para desalojo de espuma (según el tipo de fluido).
- Medidor de nivel: Se utiliza un medidor de flotador con cable y contrapeso externo, aprovechando la pared exterior

del cuerpo para colocar la escalera.

- Los recipientes abiertos y los de tapa flotante del tipo "pontón" requieren de un aro atiesador en la parte superior del cuerpo, debido a que se observa una falta de rigidez al no tener tapa fija. Los recipientes de tapa flotante son también útiles para el almacenamiento de líquidos relativamente volátiles, ya que disminuyen la cámara de vaporización, lo cual disminuye la velocidad de escape.



- 1) Entrada de hombre de pared de 20"φ; 2) entrada de hombre de techo de 20"φ; 3) escotilla de medición de 5"φ; 4) boquilla de techo para venteeo; 5) escalerilla (solo tanques pequeños); 6) escalera; 7) boquillas; 8) brida para purga de agua; 9) drenaje; 10) unidad de línea móvil; 11) purga de agua; 12) venteeo recuperable; 13) venteeo libre; 14) medidor de nivel; 15) boquilla para cámara de espuma; 16) drenes; 17) arrestador de flama; 18) válvula de anticongelamiento.

Recipiente de almacenamiento típico con sus accesorios.

Figura 3.1

Se puede hacer una subdivisión de estos recipientes, la cual queda de la siguiente forma:

- 1.- Recipientes sin tapa.
- 2.- Recipientes con tapa.

## 1.- Diseño de recipientes sin tapa.

La mayoría de los tanques y recipientes son cilíndricos debido a que el cilindro tiene gran resistencia estructural y es fácil de fabricar. Existen muchos tipos de esfuerzo que pueden conjuntarse en una coraza cilíndrica, como son:

- A.- Esfuerzo longitudinal derivado de la presión dentro del recipiente.
- B.- Esfuerzo circunferencial derivado de la presión dentro del recipiente.
- C.- Esfuerzo residual de soldadura derivado de un calentamiento local.
- D.- Esfuerzo derivado de las cargas superimpuestas como viento, nieve, equipo auxiliar y cargas de impacto.
- E.- Esfuerzo derivado de las diferencias térmicas.

La ecuación 3.1. se utiliza para determinar el espesor de la pared mínima para un recipiente cilíndrico de pared delgada con una presión dada. La figura 3.2. muestra un diagrama del esfuerzo uniforme,  $f$ , el cual ocurre en la pared como un resultado de la presión interna.

$$t = pd/4f$$

(3.1)

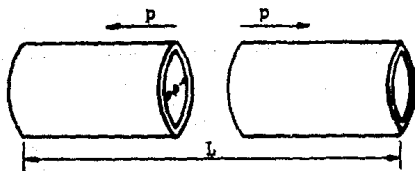


Diagrama de esfuerzo uniforme.

Figura 3.2.



Esfuerzo longitudinal. Si uno se limita al análisis del esfuerzo de la presión únicamente, la fuerza longitudinal P, obtenida de la presión interna, p, actuando en un cilindro de pared delgada de espesor t, longitud l y de diámetro d, es:

$$P = p\pi d^2 / 4 \quad (3. 2)$$

$$a = t\pi d \quad (3. 3)$$

P = Fuerza que tiende a romper el recipiente longitudinalmente.

a = Área del metal que resiste la ruptura longitudinal.

de aquí que:

$$f = P/a = (p\pi d^2 / 4) / t\pi d = pd/4t \quad (3. 4)$$

Esfuerzo circunferencial. Analizando la Figura 3.3. y considerando el esfuerzo circunferencial causado por la presión interna únicamente, se desarrolla el siguiente análisis:

$$P = pdl \quad (3. 5)$$

$$a = 2tl \quad (3. 6)$$

$$f = P/a = pdl/2tl = pd/2t \quad (3. 7)$$

Con las ecuaciones 3.4. y 3.7. deducimos que el espesor requerido para soportar la presión a las condiciones dadas es dos veces mayor para el esfuerzo circunferencial que el requerido para el esfuerzo longitudinal. De aquí que el espesor determinado por el esfuerzo circunferencial es el que se utiliza para calcular el espesor de la placa de un recipiente.

Añadiendo el factor de la eficiencia por soldadura, E, y la tolerancia por corrosión quedan las siguientes ecuaciones:

$$t = pd/4fE + c \quad (3. 8)$$

$$t = pd/2fE + c \quad (3. 9)$$

Para los recipientes de almacenamiento la tolerancia por el esfuerzo máximo de trabajo se considera de un tercio del esfuerzo de tensión del acero. El factor de seguridad de 3, es el más común para las cargas estructurales estáticas en el acero. Se calculan los esfuerzos asumiendo que el tanque se llena con agua a 60 F (densidad = 62.37 lb/pies<sup>3</sup>), y la tensión en cada arillo se calcula un pie arriba de la línea central de la unión horizontal inferior, del material horizontal de las placas soldadas consideradas.

La presión hidrostática varía de un mínimo, en la parte superior, a un máximo, en el fondo del tanque.

Si la densidad de un fluido no excede la densidad del agua, se puede utilizar la siguiente ecuación para hacer un análisis hidrostático del tanque.

$$p = \rho (H-1)/144 \quad (3. 10)$$

La ecuación anterior se substituye en la ecuación 3.9. y si el recipiente se une con la soldadura tipo soldado doble junta a tope, tenemos lo siguiente al trabajar con un esfuerzo de 21,000 lb/pulg<sup>2</sup> para una placa SA-307.

$$t = 62.37 (H-1)(12D)/2(21,000)(0.85)(144) + c \quad (3. 11)$$

por tanto obtenemos:

$$t = 0.0001456 (H-1)D + c \quad (3. 12)$$

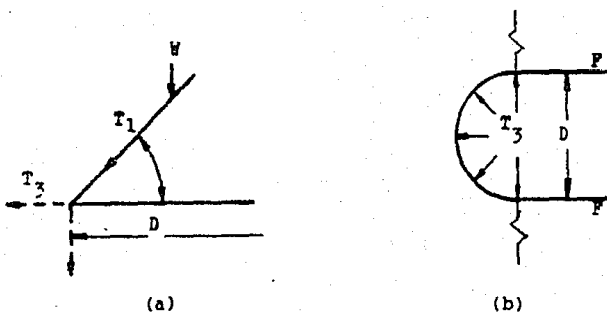
Si la eficiencia cambia, como en el caso de la soldadura del tipo soldadura de traslape, la cual es 0.75, tenemos:

$$t = 0.0001650 (H-1)D + c \quad (3. 13)$$

## 2.- Diseño de recipientes con tapa.

Se analiza el caso de un recipiente con tapa. observamos que la tapa añade una rigidez en la estructura. Como consecuencia de la rigidez, se utilizan pequeños arillos para recipientes cerrados.

Una tapa autosoportada es aquella que se soporta únicamente sobre su periferia, sin necesidad de añadir una estructura de soporte. La tapa provoca un esfuerzo de compresión en las placas de la tapa, el cual se transfiere a la coraza como tensión. Por lo anterior, es necesario fabricar la tapa de la coraza con un ángulo para que absorba el esfuerzo de la tensión. Las fuerzas que actúan en el arillo se muestran a continuación.



Esfuerzos en tapas cónicas

Figura 3.3

Refiriéndonos a la figura (a), la carga de la tapa,  $w$ , resulta de la fuerza de compresión,  $T(1)$ , en la placa de la tapa, como sigue:

$$T(\alpha) = w/\text{sen } \phi \text{ (ND) } 12 = PD/48\text{sen } \phi \quad (3.14)$$

La fuerza compresiva,  $T(\alpha)$ , como componente horizontal,  $T(\alpha)$

$$T(\alpha) = T(\alpha) \cos \phi = PD \cot \phi/48 \quad (3.15)$$

Refiriéndonos a la figura (b):

$$2F = 12 D T(\alpha); \quad (3.16)$$

$$T(\alpha) = F/6D; \quad (3.17)$$

tenemos que:

$$F = af; \quad (3.18)$$

$$T(\alpha) = af / 6D = PD \cot \phi/48 \quad (3.19)$$

resolviendo para a:

$$a = P D \cot \phi/8f \quad (3.20)$$

$$f = 18,000 \text{ lb/pulg. permitido}$$

entonces

$$a = P D / 8(18,000) \tan \phi = P D / 144,000 \tan \phi \quad (3.21)$$

si

$$\text{esfuerzo vivo} = 25 \text{ lb/pie}^2 \text{ (para placas de } 1/4\text{'')}$$

$$\text{esfuerzo muerto} = 11 \text{ lb/pie}^2$$

$$P = 36 \text{ lb/pie}^2 \quad (3.22)$$

Substituyendo

$$a = 36 D / 144,000 \tan \phi = D/4000 \tan \phi \quad (3.23)$$

Para ángulos pequeños,  $\tan \phi$  es aproximadamente igual a  $\text{sen } \phi$ ,

así que:

$$a = D / 4000 \text{ sen } \phi \quad (3.24)$$

El Código API, Standard 12 C recomienda el uso de la ec.

3.25 para determinar el Área requerida de reforzamiento

$$a = D / 3,000 \text{ sen } \phi \quad (3.25)$$

La confiabilidad que se tiene en esta ecuación estriba en el área transversal de la coraza y de las placas de la tapa dentro de una distancia de 16 veces su espesor desde el ángulo. En otras palabras la suma de estas áreas debe ser igual o mayor que  $(D^2 / 3,000 \text{ Sen } \phi)$  para tapas cónicas. Para tapas tipo domo o sombrilla la ecuación es similar

$$a = DR/1500 \quad (3.2d)$$

### 32- RECIPIENTES DE ALMACENAMIENTO A PRESIÓN.

Existen dos tipos de recipientes de almacenamiento, que son los cilíndricos y los esféricos. El tema de los recipientes cilíndricos lo analizaremos en los capítulos 4 y 5, ya que el diseño es similar al de los separadores.

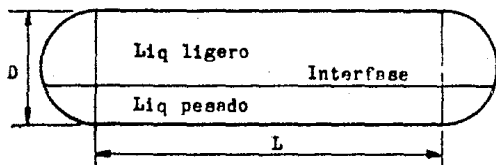
Nomenclatura:

- a = Sección transversal del arillo atiesador, [pulg]<sup>2</sup>
- D = Diámetro nominal del tanque, [pies]
- $\phi$  = Ángulo del elemento cónico, respecto a la horizontal, [grados]
- P = Esfuerzo de la tapa, [lb/pies]<sup>2</sup> (esfuerzo vivo más esfuerzo muerto).
- T(1) = Fuerza compresiva por pulgada lineal, a través de un elemento del cono, [lb/pulg].
- T(2) = Fuerza de tensión por pulgada lineal en dirección circunferencial, [lb/pulg].
- T(3) = Componente horizontal de T(1), [lb/pulg]
- F = Fuerza de tensión circunferencial actuando en el arillo atiesador, [lb].
- w = Peso total sobre la tapa, lb =  $D^2 \text{ PiP}/4$
- f = Esfuerzo de tensión, [lb/pulg]<sup>2</sup>
- R = Radio de curvatura del domo, [pies]

#### 4.- DISEÑO DE RECIPIENTES SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO.

Estos tanques se emplean para separar por gravedad dos líquidos inmiscibles de densidades diferentes esencialmente libres de vapor.

Para lograr una buena separación en un asentador, el tiempo de retención para una fase líquida debe ser mayor que el tiempo requerido para romper la emulsión de ambas fases. Los recipientes horizontales proporcionan una relación tiempo (retención/tiempo) de asentamiento mayor que los recipientes verticales. Por tanto, los tanques separadores líquido-líquido, normalmente son horizontales, como se muestra en la figura 4.1.



Separador líquido-líquido.

Figura 4.1

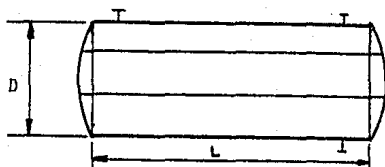
Las aplicaciones de proceso típicas que requieren separadores líquido-líquido son:

- Sistemas de lavado cáustico de hidrocarburos.
- Sistemas de lavado acuoso de hidrocarburos.
- Sistemas de extracción de solventes.
- Sistemas de endulzamiento de líquidos.

#### 4. 1.- DIMENSIONAMIENTO DE RECIPIENTES DE BALANCE PARA LÍQUIDOS.

El tiempo de residencia se seleccionará de la información que aparece en el capítulo 2 o por consideraciones de

proceso particulares emitidas específicamente para el desarrollo de algún proyecto.



Separador líquido-líquido horizontal.

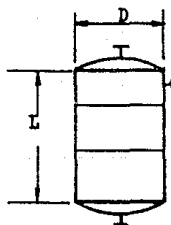
Figura 4.2.

$h_b = 152 \text{ mm}$

$h_v = 230 \text{ mm}$  o  $0.15 \cdot D$  (el que sea mayor)

Notas: a.- Los niveles máximo y mínimo de líquido indican el rango de control efectivo del instrumento de nivel.

b.- Para boquillas instaladas en el cuerpo (cilindro), la dimensión mínima de la línea de tangencia al centro de la boquilla es  $(150 + db/2) \text{ mm}$  donde  $db$  = diámetro de la boquilla en milímetros.



Separador líquido-líquido vertical.

Figura 4.3

$h_b = 152 \text{ mm}$  dictado por las prácticas normales para la instalación de vidrio de nivel.

h<sub>v</sub> = 0.1L o 230 mm (el que sea mayor)

Para calcular volúmenes de recipientes horizontales se utiliza la tabla 4.1.

Volumen total = volumen en las 2 cabezas + volumen del cilindro.

$$V = \pi K D^3 / 6 + (\pi D^2 / 4) L \quad (4.1)$$

K es la relación de diámetros del elipsoide. Para cabezas elípticas estándares con relación de diámetros de 1:2.

$$V = \pi D^3 / 12 + (\pi D^2 / 4) L \quad (4.2)$$

#### A.- Volúmenes parciales.

##### 1.- Cilindro.

- Calcular H/D.
- Obtener el factor Ap/At.
- Calcular el área circular  $A_t = \pi D^2 / 4$ .
- Obtener el área parcial  $A_p = (A_p/A_t) (\pi D^2 / 4)$ .
- El volumen se encuentra multiplicando el área parcial por la longitud.

$$V_{cil} = A_p \cdot L \quad (4.3)$$

Otra forma para calcular el volumen parcial en cilindros horizontales es utilizando los coeficientes de la Tabla 4.1.

- Se calcula H/D.
- Se determina el coeficiente.
- Se calcula el volumen parcial multiplicando el volumen total por el coeficiente obtenido.



Tabla 4.1

Tabla de coeficientes para obtener volúmenes parciales en cilindros horizontales.

## COEFICIENTES

H/D	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.00	.00000	.00003	.00013	.00078	.00429	.01500	.03785	.06992	.10121	.13143
.01	.001892	.00193	.00223	.00287	.00380	.00510	.00674	.00871	.01097	.01341
.02	.004771	.00513	.00561	.00631	.00727	.00846	.00988	.01154	.01343	.01553
.03	.008142	.00879	.00962	.01073	.01211	.01376	.01568	.01787	.02032	.02299
.04	.013187	.01398	.01497	.01614	.01759	.01932	.02134	.02364	.02621	.02899
.05	.018922	.01980	.02081	.02203	.02346	.02511	.02697	.02904	.03131	.03378
.06	.024468	.02540	.02648	.02768	.02901	.03047	.03214	.03401	.03608	.03834
.07	.030772	.03174	.03281	.03397	.03524	.03661	.03808	.03974	.04159	.04361
.08	.037747	.03871	.03978	.04094	.04221	.04358	.04505	.04661	.04827	.05001
.09	.045379	.04634	.04741	.04857	.04984	.05121	.05268	.05424	.05589	.05761
.10	.053694	.05466	.05573	.05689	.05816	.05953	.06099	.06254	.06418	.06589
.11	.062680	.06365	.06472	.06588	.06715	.06852	.06998	.07153	.07317	.07488
.12	.072347	.07331	.07438	.07554	.07681	.07818	.07964	.08119	.08283	.08454
.13	.082694	.08366	.08473	.08589	.08716	.08852	.08998	.09153	.09317	.09488
.14	.093721	.09469	.09576	.09692	.09819	.09955	.10091	.10237	.10391	.10551
.15	.105461	.10643	.10750	.10866	.10992	.11128	.11274	.11429	.11591	.11759
.16	.117328	.11829	.11936	.12052	.12178	.12314	.12459	.12614	.12776	.12944
.17	.129281	.13025	.13132	.13248	.13374	.13509	.13654	.13809	.13971	.14139
.18	.142128	.14309	.14416	.14532	.14658	.14793	.14938	.15093	.15255	.15423
.19	.155071	.15604	.15711	.15827	.15953	.16088	.16233	.16388	.16550	.16718
.20	.167914	.16888	.16995	.17111	.17237	.17372	.17517	.17672	.17834	.18001
.21	.180731	.18170	.18277	.18393	.18519	.18654	.18799	.18954	.19116	.19283
.22	.193554	.19452	.19559	.19675	.19801	.19936	.20081	.20236	.20401	.20576
.23	.206601	.20757	.20864	.20980	.21106	.21241	.21386	.21541	.21706	.21881
.24	.219654	.22062	.22169	.22285	.22411	.22546	.22691	.22846	.23011	.23186
.25	.232711	.23368	.23475	.23591	.23717	.23852	.23997	.24152	.24317	.24492
.26	.245771	.24674	.24781	.24897	.25023	.25158	.25303	.25458	.25623	.25798
.27	.258831	.25980	.26087	.26203	.26329	.26464	.26609	.26764	.26929	.27104
.28	.271891	.27286	.27393	.27509	.27635	.27770	.27915	.28070	.28235	.28410
.29	.284951	.28592	.28699	.28815	.28941	.29076	.29221	.29376	.29541	.29716
.30	.297911	.29888	.29995	.30111	.30237	.30372	.30517	.30672	.30837	.31012
.31	.310971	.31194	.31291	.31407	.31533	.31668	.31813	.31968	.32133	.32308
.32	.323941	.32491	.32598	.32714	.32840	.32975	.33120	.33275	.33440	.33615
.33	.336911	.33788	.33895	.34011	.34137	.34272	.34417	.34572	.34737	.34912
.34	.349881	.35085	.35192	.35308	.35434	.35569	.35714	.35869	.36034	.36209
.35	.362951	.36392	.36499	.36615	.36741	.36876	.37021	.37176	.37341	.37516
.36	.375921	.37689	.37796	.37912	.38038	.38173	.38318	.38473	.38638	.38813
.37	.388901	.38987	.39094	.39210	.39336	.39471	.39616	.39771	.39936	.40111
.38	.401961	.40293	.40390	.40506	.40632	.40767	.40912	.41067	.41232	.41407
.39	.414231	.41520	.41627	.41743	.41869	.42004	.42149	.42304	.42469	.42644
.40	.427201	.42817	.42924	.43040	.43166	.43301	.43446	.43601	.43766	.43941
.41	.439961	.44093	.44190	.44306	.44432	.44567	.44712	.44867	.45032	.45207
.42	.452831	.45380	.45487	.45603	.45729	.45864	.46009	.46164	.46329	.46504
.43	.465701	.46667	.46774	.46890	.47016	.47151	.47296	.47451	.47616	.47791
.44	.478471	.47944	.48051	.48167	.48293	.48428	.48573	.48728	.48893	.49068
.45	.491541	.49251	.49358	.49474	.49590	.49725	.49870	.50025	.50190	.50365
.46	.504501	.50547	.50654	.50770	.50896	.51031	.51176	.51331	.51496	.51671
.47	.517671	.51864	.51971	.52087	.52213	.52348	.52493	.52648	.52813	.52988
.48	.530741	.53171	.53278	.53394	.53510	.53636	.53771	.53916	.54071	.54236
.49	.543631	.54460	.54567	.54683	.54809	.54944	.55089	.55244	.55409	.55584
.50	.557691	.55866	.55973	.56089	.56215	.56350	.56495	.56650	.56815	.57000

Tabla 4.1

Tabla de coeficientes para obtener volúmenes parciales  
en cilindros horizontales.  
(continuación)

55	563555	564827	565980	567055	568022	569088	571154	572418	573684	574948
56	572212	577475	578739	580002	581264	582527	583789	585051	586313	587574
57	588835	594098	595361	596624	597887	599150	600413	601675	602938	604200
58	601423	602686	603949	605212	606475	607738	608999	610261	611523	612784
59	613970	615232	616494	617756	619018	620280	621542	622804	624066	625328
60	628470	627718	626966	626214	625462	624710	623958	623206	622454	621702
61	620918	620166	619414	618662	617910	617158	616406	615654	614902	614150
62	613366	612614	611862	611110	610358	609606	608854	608102	607350	606598
63	605814	605062	604310	603558	602806	602054	601302	600550	599798	599046
64	603262	602510	601758	601006	600254	599502	598750	598000	597250	596500
65	600710	600000	599290	598580	597870	597160	596450	595740	595030	594320
66	597658	597000	596342	595684	595026	594368	593710	593052	592394	591736
67	594606	594000	593342	592684	592026	591368	590710	590052	589394	588736
68	591554	591000	590342	589684	589026	588368	587710	587052	586394	585736
69	588502	588000	587342	586684	586026	585368	584710	584052	583394	582736
70	585450	585000	584342	583684	583026	582368	581710	581052	580394	579736
71	582400	582000	581342	580684	580026	579368	578710	578052	577394	576736
72	579350	579000	578342	577684	577026	576368	575710	575052	574394	573736
73	576300	576000	575342	574684	574026	573368	572710	572052	571394	570736
74	573250	573000	572342	571684	571026	570368	569710	569052	568394	567736
75	570200	570000	569342	568684	568026	567368	566710	566052	565394	564736
76	567150	567000	566342	565684	565026	564368	563710	563052	562394	561736
77	564100	564000	563342	562684	562026	561368	560710	560052	559394	558736
78	561050	561000	560342	559684	559026	558368	557710	557052	556394	555736
79	558000	558000	557342	556684	556026	555368	554710	554052	553394	552736
80	554950	554900	554342	553684	553026	552368	551710	551052	550394	549736
81	551900	551900	551342	550684	550026	549368	548710	548052	547394	546736
82	548850	548800	548342	547684	547026	546368	545710	545052	544394	543736
83	545800	545800	545342	544684	544026	543368	542710	542052	541394	540736
84	542750	542700	542342	541684	541026	540368	539710	539052	538394	537736
85	539700	539700	539342	538684	538026	537368	536710	536052	535394	534736
86	536650	536600	536342	535684	535026	534368	533710	533052	532394	531736
87	533600	533600	533342	532684	532026	531368	530710	530052	529394	528736
88	530550	530500	530342	529684	529026	528368	527710	527052	526394	525736
89	527500	527500	527342	526684	526026	525368	524710	524052	523394	522736
90	524450	524400	524342	523684	523026	522368	521710	521052	520394	519736
91	521400	521400	521342	520684	520026	519368	518710	518052	517394	516736
92	518350	518300	518342	517684	517026	516368	515710	515052	514394	513736
93	515300	515300	515342	514684	514026	513368	512710	512052	511394	510736
94	512250	512200	512342	511684	511026	510368	509710	509052	508394	507736
95	509200	509200	509342	508684	508026	507368	506710	506052	505394	504736
96	506150	506100	506342	505684	505026	504368	503710	503052	502394	501736
97	503100	503100	503342	502684	502026	501368	500710	500052	499394	498736
98	500050	500000	500342	499684	499026	498368	497710	497052	496394	495736
99	497000	497000	497342	496684	496026	495368	494710	494052	493394	492736
100	493950	493900	494342	493684	493026	492368	491710	491052	490394	489736

2.- Cabezas.

- Se calcula el volumen de las cabezas.

Volumen total de dos cabezas esféricas = 0.5236D<sup>3</sup>

- Calcular H/D.

- De la Tabla 4.2 determina el coeficiente.

- Obtener el volumen parcial.

- Se obtiene el volumen parcial.

Tabla 4.2

Tabla de coeficientes para obtener volúmenes parciales en cabezas elipsoidales y esféricas.

COEFICIENTES									
H/D	1	2	3	4	5	6	7	8	9
00	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
01	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
02	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
03	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
04	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
05	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
06	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
07	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
08	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
09	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
10	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
11	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
12	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
13	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
14	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
15	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
16	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
17	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
18	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
19	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
20	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
21	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
22	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
23	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
24	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
25	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
26	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
27	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
28	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
29	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
30	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
31	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
32	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
33	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
34	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
35	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
36	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
37	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
38	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
39	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
40	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
41	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
42	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
43	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
44	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000

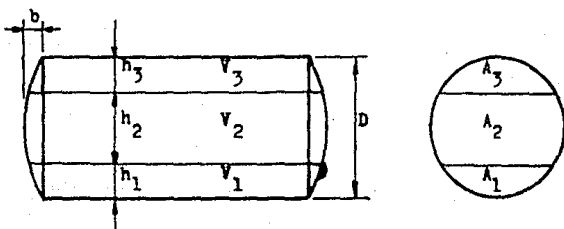
Tabla de coeficientes para obtener volúmenes parciales en cabezas elipsoidales y esféricas.  
(continuación)

45	425230	426735	428221	429706	431191	432687	434170	435659	437148	438638
46	440128	441619	443110	444601	446092	447586	449079	450572	452065	453559
47	455026	456519	458014	459509	461002	462493	464002	465502	467001	468519
48	470018	471514	473012	474510	476009	477507	479005	480504	482001	483503
49	485002	486501	488001	489501	491000	492500	494000	495500	497000	498500
50	500000	501500	503000	504500	506000	507500	509000	510499	511999	513499
51	514998	516497	517997	519496	520995	522493	523992	525490	526989	528488
52	529984	531481	532979	534478	535972	537469	538965	540461	541956	543451
53	544946	546440	547934	549428	550921	552414	553907	555399	556890	558381
54	559872	561362	562853	564341	565830	567318	568805	570292	571779	573265
55	574780	576273	577768	579262	580756	582247	583740	585230	586720	588209
56	589106	590596	592087	593578	595068	596557	598045	599532	601019	602506
57	604914	606404	607894	609382	610870	612357	613842	615327	616811	618295
58	618978	620467	621957	623445	624932	626418	627903	629387	630870	632353
59	633442	634925	636407	637889	639370	640850	642329	643807	645284	646761
60	648000	649479	650958	652437	653915	655392	656869	658345	659820	661295
61	662338	663815	665292	666768	668243	669717	671190	672662	674134	675605
62	678544	679957	681370	682782	684193	685603	687012	688420	689828	691235
63	690600	692004	693407	694809	696210	697610	699009	700407	701804	703201
64	704512	705914	707315	708715	710114	711512	712909	714305	715700	717095
65	718500	719894	721287	722679	724070	725460	726849	728236	729622	731007
66	731908	733293	734677	736060	737442	738823	740203	741582	742959	744335
67	748174	749549	750923	752296	753668	755038	756407	757774	759140	760505
68	763110	764474	765837	767198	768558	769916	771273	772629	773984	775338
69	777122	778475	779827	781178	782528	783877	785224	786570	787915	789259
70	794000	795349	796697	798044	799390	800735	802078	803420	804761	806101
71	796478	797812	799144	800475	801805	803134	804462	805789	807115	808440
72	808704	809987	811270	812551	813831	815109	816386	817662	818937	820211
73	820566	821847	823127	824405	825682	826957	828230	829502	830773	832043
74	832323	833595	834866	836135	837403	838670	839936	841201	842465	843728
75	844750	846017	847283	848548	849811	851073	852334	853594	854853	856111
76	858484	859747	861008	862268	863527	864784	866040	867295	868549	869802
77	869534	870789	872042	873294	874545	875794	877042	878289	879535	880780
78	881008	882254	883498	884741	885982	887222	888461	889698	890934	892169
79	894000	895249	896496	897741	898984	900226	901467	902706	903943	905179
80	906000	907255	908508	909759	911008	912255	913500	914744	915986	917227
81	903418	904670	905921	907170	908418	909665	910910	912154	913396	914637
82	914884	916124	917362	918599	919834	921068	922300	923531	924761	925989
83	927326	928561	929794	931025	932254	933481	934707	935931	937154	938375
84	939592	940814	942034	943252	944468	945682	946894	948104	949312	950519
85	952730	953945	955158	956369	957578	958785	959990	961193	962394	963593
86	964788	965993	967195	968395	969592	970787	971980	973171	974360	975547
87	976730	977924	979115	980304	981490	982674	983856	985036	986213	987388
88	988562	989744	990923	992099	993272	994443	995612	996779	997943	999105
89	999270	1000432	1001183	1001932	1002679	1003424	1004167	1004908	1005647	1006384
90	1007118	1007853	1008586	1009317	1010046	1010773	1011498	1012221	1012942	1013661
91	1014378	1015095	1015809	1016521	1017231	1017938	1018643	1019346	1020047	1020745
92	1021440	1022135	1022828	1023519	1024207	1024893	1025576	1026257	1026935	1027611
93	1028284	1028967	1029647	1030324	1030998	1031669	1032337	1032999	1033658	1034314
94	1034967	1035622	1036274	1036923	1037569	1038212	1038852	1039489	1040123	1040754
95	1041382	1042004	1042623	1043239	1043852	1044462	1045069	1045673	1046274	1046871
96	1047464	1048053	1048639	1049222	1049802	1050379	1050953	1051524	1052091	1052654
97	1053213	1053778	1054339	1054896	1055449	1055998	1056543	1057084	1057621	1058154
98	1058683	1059212	1059737	1060258	1060775	1061288	1061797	1062302	1062803	1063300
99	1063793	1064288	1064779	1065266	1065749	1066228	1066703	1067174	1067641	1068104
100	1068562	1069019	1069472	1069921	1070366	1070807	1071244	1071677	1072106	1072531

### B.- Ejemplo.

Se quiere diseñar un tanque horizontal para etileno líquido a  $-79^{\circ}\text{C}$  y  $6.0\text{ kg/cm}^2$ . El etileno fluye al tanque a razón de  $15890\text{ kg/hr.}$  con una densidad de  $0.5318\text{ g/cm}^3$  ( $531.8\text{ kg/m}^3$ ).

El tanque alimenta a un reactor y recibe etileno líquido de almacenamiento fuera de límites de batería (L.B.).



Niveles y áreas de un separador.

Figura 4.4

#### Procedimiento.

- Tiempo de residencia.
- Condiciones de diseño.
- Se determina el material para construir el recipiente.
- Se considera la eficiencia por soldadura.
- Se determina la corrosión permisible.
- Considerando el volumen total deseado, este deberá ser aproximadamente el 90% del volumen total del recipiente, el cual se localiza a una altura de  $0.85 \cdot D$ .

$$V_t = (V_{\text{req}}/0.9)m^3 \quad (4.4)$$

- Se calcula el diámetro óptimo, utilizando la gráfica de Abakians, la cual está en función del Volumen total y de F que se calcula de la siguiente forma:  $F = P/C \cdot S \cdot E$ .
- Se calcula el Area de la sección circular:  $A = \pi D^2 / 4$ .
- Se determina la longitud, incluyendo el volumen de las cabezas, tomando en cuenta que el volumen necesario total debe ser la capacidad del recipiente entre los niveles máximo y mínimo.

- Nivel mínimo = 15.2 cm

- Nivel máximo =  $0.85 \cdot D$

- Se calcula la capacidad del cilindro y las cabezas al nivel mínimo. (Tablas 4.1 y 4.2).
- Se calcula la capacidad del cilindro y las cabezas al nivel máximo. (Tablas 4.1 y 4.2).
- Una vez definida la longitud L, se determina el tamaño de las láminas comerciales que se usarán.
- Si no existe una dimensión comercial igual a la requerida se selecciona el diámetro inmediato superior.
- Si la relación L/D no es la recomendada seleccionamos el diámetro inmediato superior.

#### 4. 2- DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO.

En la separación por asentamiento de dos fases líquidas de densidades marcadamente diferentes, las gotas de la fase pesada tienen una tendencia a caer y a separarse de la fase ligera bajo la influencia de la gravedad. Estas gotas de líquido pesado salen del líquido ligero a velocidad constante. Esta es la velocidad terminal o de asentamiento libre. Se aplica un mecanismo análogo a la separación de las

gotas de líquido ligero que puedan estar presentes en el grueso de la fase pesada. excepto que en este caso el movimiento de las gotas es hacia arriba. y la fuerza de arrastre friccional creada por este movimiento se opone a las fuerzas hacia arriba en lugar de la gravedad.

#### 1.- Principios de diseño.

A.- El objeto del asentador, es lograr una separación líquido-líquido eficiente y no dar volumen de residencia. Una vez diseñado el asentador líquido-líquido, pueden instalarse ciertos arreglos mecánicos, tales como mamparas, para proporcionar volumen de residencia dentro del mismo tanque.

B.- Para los tamaños de partícula que se encuentran comunmente en operaciones industriales de separación líquido líquido, la siguiente ecuación basada en la ley de Stokes da la velocidad de asentamiento libre para las gotas de un líquido que abandona otra fase líquida continua.

$$V_a = K_s [(d_p - d_t)/\mu_c] \quad (4.5)$$

pero sin exceder de 0.423 cm/seg.

Ya que generalmente  $d_p$  no está disponible puede emplearse la siguiente tabla para seleccionar un valor de  $K_s$ .

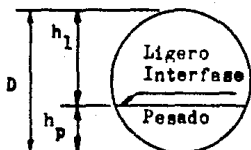
Tabla 4.3  
Tabla para obtener valores de Ks.

Fase ligera	Fase pesada	Tamaño de gota mínimo supuesto (cm)	Ks
Hidrocarburos	Agua o Sosa	0.0127	0.8790
Sp.Gr. 60 F<0.85	cáustica		
Agua	Furfural	0.0089	0.4317
MEK	Agua	0.0089	0.4317
Alcohol Secbutílico	Agua	0.0089	0.4317
MIK	Agua	0.0089	0.4317
Alcohol nonílico	Agua	0.0089	0.4317

C.- El diseño del asentador deberá cumplir con el requisito de que, para cada fase líquida continua, el tiempo de residencia,  $t_r$ , sea mayor del tiempo de asentamiento,  $t_s$ , que necesitan las gotas del líquido disperso para separarse. Por tanto, de acuerdo a la figura adjunta:

$$t_r > t_s = h_l/V_l, \text{ min.}$$

$$t_r > t_p = h_p/V_p, \text{ min.}$$



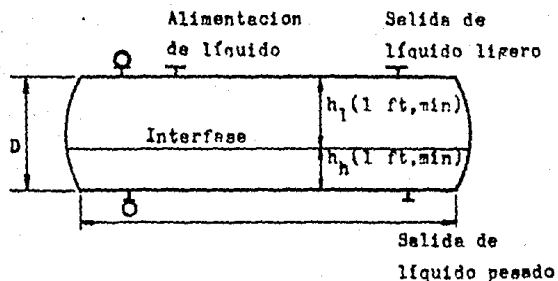
Interfase líquido-líquido.

Figura 4.5.

Notas: a.- Para boquillas instaladas en la carcasa, la dimensión mínima de la línea de tangencia a la línea central de la boquilla es:  $(152 + db/2)$ mm.

b.- Las boquillas para los niveles de vidrio GL1 y GL2 se localizan en el cuerpo del tanque en la parte superior e inferior del mismo.





Representación de las entradas y salidas de un separador.

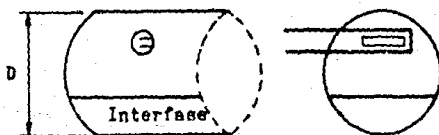
Figura 4.6

Detalle: Arreglo de boquillas para tubería de alimentación (vista frontal).



Alimentación superior

Figura 4.7



Alimentación lateral

Figura 4.8

#### D.- Limitaciones.

Los principios descritos arriba no deberán aplicarse para el diseño de asentadores que manejen:

- Sistemas donde una de las fases está finamente dispersa y constituye menos del 2% del flujo total.
- Sistemas donde la diferencia en densidad constituye menos del 10 % de la densidad del líquido pesado.
- Sistemas donde se espera una tendencia excesiva a la formación de espuma.

En estos casos pueden considerarse otros equipos de separación.

#### 2.- Ejemplo.

Una corriente de 22,680 kg/hr. conteniendo 80% en peso de aromáticos y el resto de agua, se envía a 38°C y con una presión de 3 kg/cm<sup>2</sup> a un tanque de asentamiento para recuperar los aromáticos.

Diseñar el tanque como un separador horizontal. A las condiciones de flujo, las propiedades físicas son:

Fase de aromáticos:  $d_L = 849 \text{ kg/m}^3 = 0.849 \text{ g/cm}^3$

$\mu_L = 0.550 \text{ centipoise}$

Fase de agua:  $d_p = 993.16 \text{ kg/m}^3 = 0.99316 \text{ g/cm}^3$

A.- Conocemos el flujo en peso de las dos fases.

$W_L = \% \text{ en peso de aromáticos (W total).}$

$W_H = \% \text{ en peso de agua (W total).}$

B.- Los flujos volumétricos son:

$$Q_L = W_L/d_L \quad (4.6)$$

$$Q_p = W_H/d_H \quad (4.7)$$

C.- Se calculan las velocidades de separación de las fases considerando la tabla de  $K_s$  (sección 4.2) y la fórmula:

$$V_a = K_s(d_M - d_L)/\mu_c \quad (4.8)$$

obtenemos:  $V_a$  de la fase ligera ( $V_L$ ) y pesada ( $V_M$ ).

D.- Considerando que la altura mínima de asentamiento es de 1 ft. los tiempos teóricos de asentamiento de cada fase serán:

$$t_L = \text{Altura mínima de asentamiento}/V_L$$

$$t_M = \text{Altura mínima de asentamiento}/V_P$$

E.- Para evitar arrastres se recomienda que los tiempos reales de asentamiento se establezcan al doble. Por tanto tenemos que los tiempos de residencia serán:

$$\bar{t}_L = 2t_L \quad (4.9)$$

$$\bar{t}_P = 2t_P \quad (4.10)$$

F.- El volumen total del recipiente será igual a la sumatoria de los gastos ( $Q_i$ ) multiplicados por su tiempo de residencia ( $\bar{t}_i$ ).

$$V_t = \sum Q_i \bar{t}_i \quad (4.11)$$

G.- Para encontrar el diámetro del recipiente.

Por el método o gráfica de Abakians, considerando un material de acero al carbón a 283 Gr A (Sección 2.3), con un esfuerzo permisible de  $724.4 \text{ kg/cm}^2$  ((8), págs. 117 - 135), la presión de diseño es:

$$P(D) = P + 2 \text{ kg/cm}^2 \quad (4.12)$$

considerando  $1/8$ " de corrosión permisible

$$F = P(D)/E S C \quad (4.13)$$

Con los valores de  $F$  y  $V_t$  obtenemos el valor de  $D$  (ft).

Con el valor de  $D$  calculado y la tabla de diámetros

comerciales, escojemos un valor de D comercial adecuado.

$$V_{cab} = \pi D^3 / 12 \quad (4.14)$$

el volumen del cilindro es:

$$V_{cil} = V_t - V_{cab} \quad (4.15)$$

El área transversal del cilindro es:

$$a_r = \pi(D^2) / 4 \quad (4.16)$$

$$V_{cil} = a_r L \quad (4.17)$$

$$L_{cil} = V_{cil} / a_r \quad (4.18)$$

de aquí revisamos la tabla de placas comerciales y redondeamos al valor comercial.

Una vez que se tienen las dimensiones de diámetro y longitud, se calcula el volumen total del recipiente.

#### Notación:

$V_a$  = velocidad de asentamiento, cm/seg

$d_h$  = densidad de la fase pesada, g/cm<sup>3</sup>.

$d_l$  = densidad de la fase ligera, g/cm<sup>3</sup>.

$m_c$  = viscosidad de la fase continua, centipoise

$K_s = 5.45 \times 10^{-3} \times d_p^2$ .

$d_p$  = tamaño de partícula en cm.

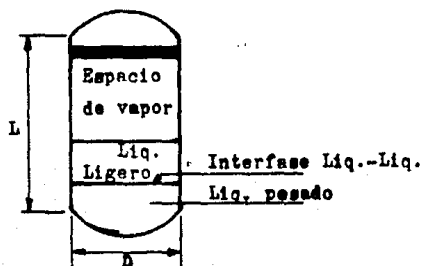
$V_l$  y  $V_p$  = velocidades de asentamiento en la fase ligera y pesada en cm/seg.

$h_l$  y  $h_p$  = Alturas de asentamiento, cm.

$d_b$  = diámetro de la boquilla, mm.

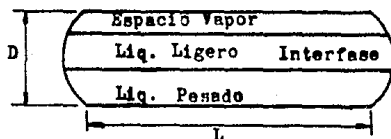
## 5.- DISEÑO MECÁNICO DE SEPARADORES GAS-LÍQUIDO.

Las principales funciones de este tipo de recipientes es separar mezclas vapor-líquido y entregar vapores sustancialmente libres de líquido a otras unidades de proceso. Los separadores vapor-líquido pueden ser horizontales o verticales, como se muestra en la Figura 5.1 y 5.2.



Separador vapor-líquido-líquido, vertical.

Figura 5.1



Separador vapor-líquido-líquido, horizontal.

Figura 5.2

A continuación se mencionan algunas de las aplicaciones típicas de los separadores vapor-líquido.

- Acumuladores de reflujo.
- Tanques de vaporización instantánea.
- Tanques separadores de arrastre para compresores.
- Tanques separadores de arrastre para sistemas de manejo de gas combustible.
- Tanques de purga.

- Tanques separadores de agua.
- Tambores de vapor.
- Tanques K.O.

Los separadores verticales vapor-líquido se prefieren para el manejo de mezclas con una elevada relación de flujo en masa vapor-líquido y usualmente solo una fase líquida. En ciertos casos, la separación vapor-líquido puede llevarse a cabo simultáneamente con la separación por asentamiento de las dos fases líquidas.

En los casos donde únicamente esté presente una pequeña cantidad de líquido, aún pueden usarse recipientes verticales.

Se prefieren separadores horizontales vapor-líquido para manejar los siguientes casos:

- Mezclas con la relación pequeña de flujo en masa vapor-líquido y con una sola fase líquida
- Mezclas que contengan vapor y dos fases líquidas inmiscibles.

En ciertos casos puede emplearse un pequeño recipiente unido por una boquilla a la parte inferior del separador para extraer la fase pesada fuera del separador, permitiendo de esta manera un mejor control de la operación y posiblemente reduciendo el tamaño del recipiente, o bien un pequeño recipiente soldado en todo su diámetro a la parte inferior del recipiente; a este comúnmente se le denomina pierna del recipiente mayor.

## 5. 1- GENERALIDADES.

Para separar mezclas vapor-líquido se emplean comúnmente recipientes verticales y horizontales. Cuando estas mezclas contienen una sola fase líquida, los factores que determinan el diseño son la velocidad del vapor y, si se requiere, el tiempo de residencia del líquido.

Siempre que estén presentes dos fases líquidas inmiscibles, el diseño se vuelve más complejo a causa de que las características de asentamiento de los dos líquidos deben tomarse en cuenta. Además, las consideraciones de proceso pueden determinar que se emplee un recipiente adecuado o una pierna para recoger las fases de líquido pesado.

## 5. 2.- DISEÑO DE SEPARADORES VERTICALES.

### 1.- Vapor y dos líquidos inmiscibles.

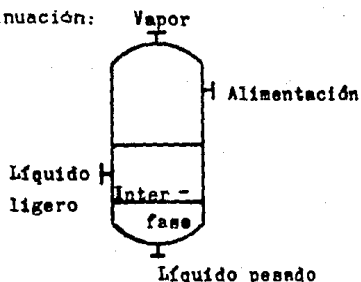
No es práctico emplear un tanque vertical para separar un vapor y dos líquidos a causa de que generalmente se necesitan internos auxiliares para efectuar una buena separación del líquido. Este equipo extra frecuentemente hace mayor el costo que el de un recipiente horizontal; también es frecuente que el recipiente vertical sea mayor en diámetro.

Para tratar de ejemplificarlo analizaremos un caso.

Considerese una alimentación a un recipiente vertical, consistente de gas, aceite y agua. El vapor se separa de los dos líquidos. Los dos líquidos caen a través del tanque, se acumulan y eventualmente forman dos capas. La capa del fondo puede retirarse sin arrastrar nada del aceite. Sin embargo, si el recipiente no tiene los internos adecuados, la capa de aceite está llena de gotas de agua que se están asentando. En consecuencia, sería difícil retirar aceite libre de agua. Por tanto pueden considerarse varios casos.

A.- Si la cantidad total de agua es muy pequeña, de tal manera que la cantidad que se retire con el aceite no tenga efecto sobre el proceso, entonces la salida lateral del recipiente será satisfactoria, tal como se

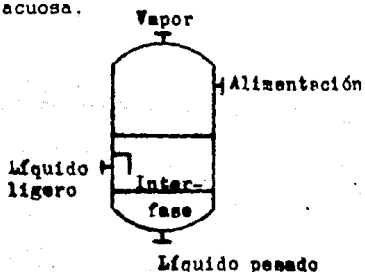
ilustra a continuación:



Entradas y salidas de un separador.

Figura 5.3.

B.- Si se requiere aceite libre de agua, entonces, serán necesarios los internos adecuados para lograr la separación de las dos fases líquidas. Considerese primero el caso donde la cantidad de aceite es relativamente pequeña y la velocidad de asentamiento del agua que sale de la fase de aceite es mucho mayor que la velocidad de asentamiento del aceite que sale de la fase acuosa. En este caso, el aceite puede retirarse a través de una mampara, como se muestra. (Fig 5.4). La velocidad vertical del aceite a través de la mampara no debe exceder la velocidad de asentamiento del aceite que sale de la fase acuosa.

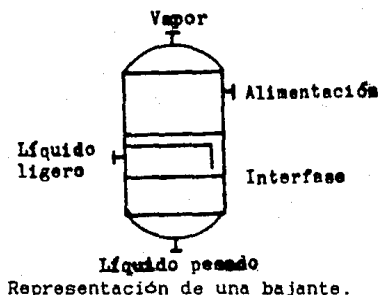


Representación de una mampara.

Figura 5.4



C.- Cuando el volumen de aceite es tan grande que no puede emplearse una simple mampara, la mezcla de líquidos se deja caer en un plato descendiendo por una bajante que termina arriba de la interfase. La principal dificultad con este diseño es que la complejidad de los internos aumenta el costo. El diseño de este tipo de separador se discute posteriormente.



Representación de una bajante.

Figura 5.5

## 2.- Principios de diseño.

A.- Para los sistemas vapor-líquido que se encuentran comúnmente en aplicaciones de proceso, la ecuación de Saunders-Brown que se da a continuación, se emplea para calcular la velocidad de vapor permitida.

$$V = K [(d_t - d_v)/d_v]^{0.5} \quad [\text{cm/seg}] \quad (5.1)$$

B.- Para los tamaños de partícula que se encuentran comúnmente en operaciones industriales de asentamiento líquido-líquido, la ecuación siguiente basada en la Ley de Stokes, da la velocidad de asentamiento libre para las gotas de un líquido que abandona la fase continua.

$$V_a = K_a (d_p - d_t)/\mu_c, \text{ sin exceder de } 0.42 \text{ cm/seg} \quad (5.2)$$

Los valores asignados a la constante  $K_s$  se discutieron en el Capitulo 4.

Enseguida se dan valores de  $K_s$  para algunos sistemas comunes.

Tabla 5.1

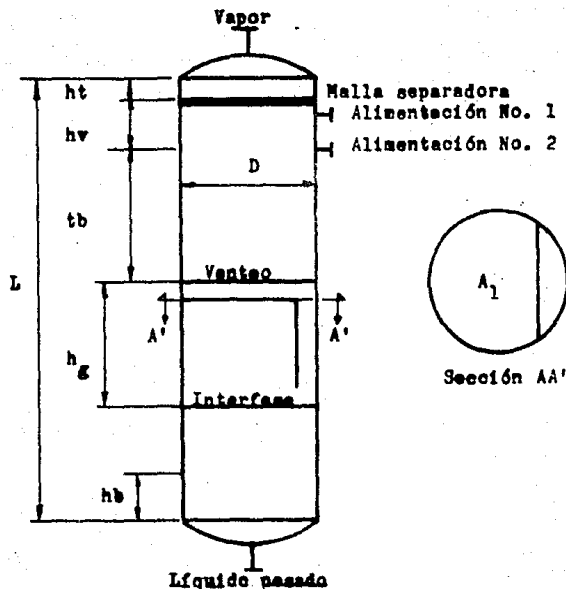
Valores de $K_s$ para algunos sistemas comunes.		
Fase pesada	Fase ligera	$K_s$
Hidrocarburos		
- Sp. gr. @ 60 F < 0.85	Agua o cáustico	0.8790
- Sp. gr. @ 60 F > 0.85	Agua o cáustico	0.8790
Agua	Furfural	0.4317
MEK	Agua	0.4317
Alcohol sec-butílico	Agua	0.4317
Metil-isobutil cetona	Agua	0.4317
Alcohol noílico	Agua	0.4317

C.- El diseño debe cumplir con el requerimiento de que, para cada fase continua, el tiempo de residencia,  $\bar{t}$ , sea por lo menos el doble del tiempo de asentamiento teórico,  $t$ , necesario para que se asienten las gotas del líquido disperso. Por tanto, de acuerdo a la figura siguiente:

$$\bar{t} > t_l = h_l/V_l, \text{ min.}$$

$$\bar{t}_p > t_p = h_p/V_p, \text{ min.}$$

donde  $V_l$  y  $V_h$  son las velocidades de asentamiento en las fases ligera y pesada. Las alturas de asentamiento,  $h_l$  y  $h_h$  están en cm y la mínima altura de asentamiento es de 1 pie. Con esta altura se obtiene el tiempo de asentamiento teórico.



Separador vertical vapor-líquido.

Figura 5.6

Notas de la Figura 5.6.

$h_t$  = si el recipiente no tiene malla separadora, entonces no tiene sentido considerar espacio de vapor arriba de la malla, por tanto  $h_t = 0$ .

Si se emplea malla separadora,  $h_t = 1$  ft.

$\phi_1$  = diámetro de la boquilla de alimentación No. 1.

$\phi_2$  = diámetro de la boquilla de alimentación No. 2.

$s$  = Espesor de la malla separadora.

$h_v$  = Altura del espacio de vapor =  $(0.2D + 91 + s)$  cm

$h_n$  =  $1/2$  (diámetro de la boquilla inferior) +  $1/2$

(diámetro de la boquilla superior), aún cuando

puede usarse un mínimo de  $h_n = 0$ .

Cuando ambas boquillas de alimentación entregan las mismas cargas relativas vapor-líquido, se recomienda emplear la  $h_n$  mínima. Las boquillas deben localizarse a la misma elevación, pero orientadas a  $90^\circ$  una de la otra. Para alimentaciones de diferentes características, puede ser ventajoso colocar las boquillas respectivas, 46 cm aparte.

Se debe localizar la boquilla con la relación vapor-líquido más alta en la parte superior. Si solamente hay una boquilla de alimentación,  $h_n = 0$ .

$$h_{bn}(\text{min}) = (0.2 D + 15 + \phi_2) \text{ cm.}$$

$h_s$  - Esta dimensión fija la altura máxima a la cual se permite elevarse el nivel de líquido. En ciertos casos, tales como en tanques separadores de arrastre de la primera etapa de compresores, pueden presentarse arrastres de líquido de unidades anteriores.

$h_a$  - Es aconsejable proporcionar un mínimo de 15 cm, incluyendo el espesor de la placa de la mampara interna.

$h_r$  - Distancia de la cota inferior de la mampara interna a la línea central de la boquilla de líquido ligero.

Esta distancia se ajusta para satisfacer los requerimientos de tiempo de residencia para la fase líquida ligera.

$h_l, h_h$  - Alturas de asentamiento para las fases ligera y pesada, respectivamente.

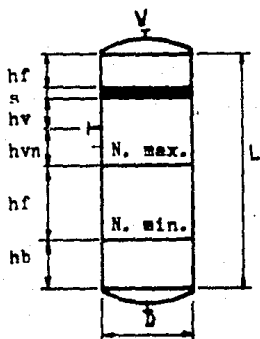
hb = 15 cm, o fijada por prácticas normales para la instalación de niveles de vidrio.

D.- El separador vertical puede diseñarse para dar un volumen para la fase de líquido ligero a expensas de una altura de recipiente incrementada.

E.- Ver la sección correspondiente para rangos de L/D sugerida.

3.- Vapor y una fase líquida incluyendo tanques separadores de arrastre.

Un separador vertical vapor-líquido con una sola fase líquida, se diseña con el método descrito anteriormente. Se eliminan todas las referencias con respecto a una fase líquida ligera, velocidades y tiempos de asentamiento y mampara de asentamiento, por tanto  $h_G = 0$ ; y la altura del líquido se determina por el volumen requerido para proporcionar un determinado tiempo de residencia entre el nivel máximo y el nivel mínimo, o una altura mínima de 61cm, excepto para tanques separadores de arrastre en los cuales, esta distancia puede reducirse a un mínimo de 30.5 cm.



Vapor y una fase líquida.  
Figura 5.7

Notación de la Figura 5.7.

ht = 1 pie.

s = De 10.2 cm a 15.2 cm.

hv =  $(0.2 D + 91 + 0 / 2)$  cm. 122 cm como mínimo.

hbn =  $(0.2 D + 15.2 + 0 / 2)$  cm

hr =  $[Q L \phi r / A]$  cm

hb = 15.2 cm

A = Area calculada con el diámetro D calculado.

$\phi$  = Diámetro de la boquilla de alimentación, cm.

$\phi r$  = Tiempo de residencia entre el nivel máximo y nivel mínimo, min.

### 5.3.- DISEÑO DE SEPARADORES HORIZONTALES.

#### 1.- Vapor y dos líquidos inmiscibles.

Los tanques horizontales generalmente son más pequeños que los verticales para el mismo servicio. La fase de líquido pesado puede retirarse ya sea directamente de la carcasa o a través de un recipiente o una pierna soldada al recipiente. Cuando el volumen de líquido pesado es sustancial y cuando puede mantenerse un control de nivel adecuado (1 pie o más) en el fondo del tanque, el recipiente no es necesario. Entonces pueden emplearse varios métodos para retirar el líquido ligero, tales como: (1) el aceite puede retirarse por medio de una boquilla en la cabeza, (2) por detrás de una mampara, o (3) a través de un tubo proyectado dentro del tanque. La selección es opcional.

#### 2.- Principios de diseño.

A.- Para los sistemas vapor-líquido que se encuentran comúnmente en aplicaciones de proceso, se emplea la

ecuación de Sounders-Brown que se muestra en la sección 5.2.2. donde K tiene un valor de 10.7 para un tanque horizontal con o sin malla separadora. Es decir que, el uso de una malla separadora en un tanque horizontal, se justifica únicamente para lograr una mayor eficiencia en la eliminación del líquido, ya que la malla separadora no reduce el espacio de vapor.

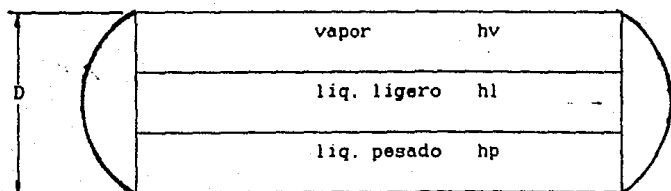
B.- Para los tamaños de partícula que se encuentran comunmente en operaciones industriales de asentamiento líquido-líquido, se utiliza la Ley de Stokes (Sección 5.2.2.), que nos da la velocidad de asentamiento libre para las gotas de un líquido que sale de la otra fase líquida continua.

C.- El diseño debe cumplir con el requisito de que para cada fase líquida continua, el tiempo de residencia,  $\bar{t}$ , sea mayor que el tiempo de residencia,  $t$ , necesario para que se asienten las gotas del líquido disperso.

Por tanto de acuerdo a la figura adjunta:

$$\bar{t} > t_l = h_l/V_l, \text{ min}$$

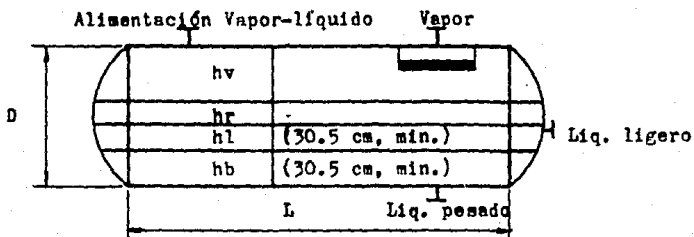
$$\bar{t} > t_p = h_p/V_p, \text{ min}$$



Separador vapor-líquido-líquido.

Figura 5.8

D.- El separador horizontal puede diseñarse para proporcionar un volumen para la fase de líquido ligero a expensas de un aumento en el diámetro del recipiente.



Diseño de un separador vapor-líquido-líquido.

Figura 5.9

Notación para la figura anterior.

$h_t$  - Si el tanque no tiene malla separadora no existirá dicha distancia. Si se emplea malla separadora,  $h_t$  será 1 pie mínimo. Por lo que toca a la separación vapor-líquido, es innecesario un mayor espacio de vapor arriba de la malla separadora.

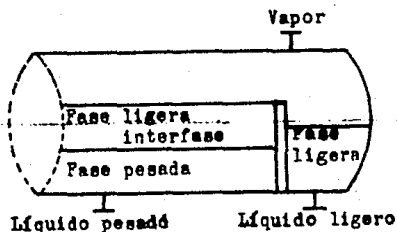
$s$  - Espesor de la malla separadora.

$h_w$  - Distancia del nivel máximo del líquido al fondo de la malla separadora,  $h_w = 2$  ft mínimo. Si no se emplea malla separadora, no se considera esta distancia.

$h_v$  - Altura del espacio de vapor, fijada por un mínimo de 1 pie, el espacio de vapor requerido, o por  $(h_t + s + h_w)$ .



$h_r$  = Distancia del nivel máximo del líquido a la línea central de la boquilla del líquido ligero. Esta distancia se ajusta para satisfacer el requerimiento ya sea de: (1) un tiempo de residencia especificado para el líquido ligero, o de; (2) sumersión mínima para evitar formación de vértices, dependiendo de lo que controle. Sin embargo, en ocasiones es más ventajoso adicionar un comportamiento de retención instalando una mampara, como se muestra enseguida.



Separador horizontal con mampara.

Figura 5.10

$h_l, h_h$  = Alturas de asentamiento de las fases ligera y pesada, respectivamente.

$h_b$  = 0.5 pies desde el fondo del tanque para la localización de las boquillas, o fijándose por prácticas normalizadas para la instalación de niveles de vidrio.

#### 5.4.- SEPARADORES HORIZONTALES CON UN RECIPIENTE O UNA PIERNA PARA LÍQUIDOS PESADOS.

Cuando el flujo de la fase pesada es tal que con un tiempo de residencia de 2 minutos y con una distancia entre los

niveles mínimo y máximo de interfase de 1.5 a 2 ft. se tiene un diámetro de pierna menor a  $0.3 D$ , se escoge un separador con pierna de separación; en caso contrario el separador carecerá de pierna y se dimensionará de acuerdo a lo asentado en la sección anterior.

Además de los principios de diseño que se dan en la sección 5.3.2., el diseño de la pierna debe satisfacer los siguientes criterios:

a.- La velocidad de flujo hacia abajo para el líquido pesado en la pierna,  $V_p$ , no debe exceder  $V_h$ , la velocidad de separación de las gotas de líquido ligero que salen de la fase pesada. Para fines de diseño,  $V_p$  está limitada a un máximo de 25 cm/min.

b.- El diámetro mínimo de la pierna debe ser de 1 pie. El diámetro máximo es de 0.5 veces el diámetro del recipiente.

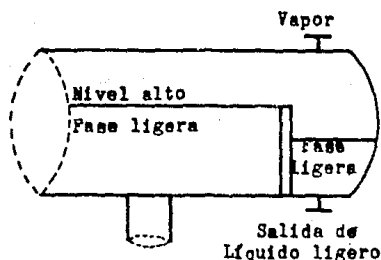
1.- Diseño de un separador con pierna para líquido pesado.  
Dos fases líquidas - malla separadora opcional.

Nota:

a.- Para boquillas instaladas en la carcaza, la dimensión mínima de la línea de tangencia a la línea central de la boquilla es:

$$(L.T. = 15 + db/2), \text{ cm}$$

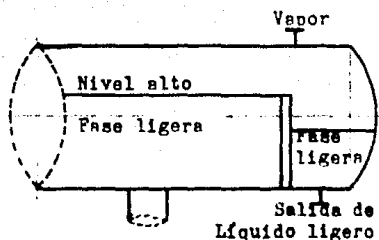
Esta regla se aplica a la localización de la pierna. Si existe malla separadora  $ht = 1 \text{ ft}$ , si no existe malla separadora  $ht = 0$ . Por lo que respecta a la separación vapor-líquido, es innecesario un espacio de vapor mayor arriba de la malla.



Separador horizontal con mampara.

Figura 5.11

- $s$  = Espesor de la malla separadora.
- $hw$  = Distancia del nivel máximo del líquido al fondo de la malla separadora,  $hw = 2$  pies mínimo. Si no se emplea malla separadora, no se considera esta distancia.
- $hv$  = Altura del espacio de vapor, fijada por un mínimo de 1 pie, el espacio de vapor requerido, o por  $(ht + s + hw)$ .
- $hr$  = Distancia del nivel máximo del líquido a la línea central de la boquilla del líquido ligero. Esta distancia se ajusta para satisfacer el requerimiento ya sea de: (1) un tiempo de residencia especificado para el líquido ligero, o de; (2) sumersión mínima para evitar formación de vértices, dependiendo de lo que controle. Sin embargo, en ocasiones es más ventajoso adicionar un comportamiento de retención instalando una mampara, como se muestra a continuación.



Separador horizontal con mampara.

Figura 5.12

$h_l, h_h$  = Alturas de asentamiento de las fases ligera y pesada, respectivamente.

$h_{lp}$  = Distancia del fondo de la carcasa del tanque al nivel máximo de interfase, esto es, el punto para localizar la boquilla superior para el controlador de interfase,  $h_{lp} = 0.5$  ft mínimo.

$h_b$  = Distancia del fondo de la pierna al nivel mínimo de interfase, esto es, el punto para localizar la boquilla inferior para el controlador de interfase,  $h_b = 0.5$  pie mínimo.

$D_p$  = Diámetro de la pierna, fijado por una velocidad de asentamiento del líquido pesado de 12.7 cm/min mínimo.

2.- Vapor y una fase líquida, incluyendo tanques separadores de arrastre.

Un separador horizontal vapor-líquido, con una sola fase líquida, se diseña con el método descrito en la sección 5.2. Sin embargo se eliminan todas las referencias con respecto a una fase líquida ligera, velocidades y tiempos de

asentamiento y pierna de líquido pesado, por lo que  $h_1 = 0$  y la altura del líquido se fija por: (1) el volumen requerido, o; (2) una altura mínima de 2 pies, excepto para tanques separadores de arrastre, donde esta distancia puede reducirse a un mínimo de 1 pie.

notación:

$d_v$  = Densidad de la fase vapor,  $g/cm^3$ .

$K$  = 6.1 para un tanque vertical sin malla separadora, ó  
10.7 para un tanque vertical con malla separadora.

$d_h$  = Densidad de la fase líquida pesada,  $g/cm^3$ .

$d_l$  = Densidad de la fase líquida ligera,  $g/cm^3$ .

$\mu_c$  = Viscosidad de la fase continua, cp

## 6.- ESTIMACIÓN DE COSTOS.

Los componentes fundamentales del costo de una Planta de Proceso, son los materiales, equipo, mano de obra, costo de ingeniería y desarrollo del proyecto. Todas las estimaciones deben contener estos elementos básicos de costos.

Los costos directos en la fabricación de un recipiente incluyen el costo de materiales y el costo de mano de obra. En la compra de la placa para un recipiente, normalmente se invierte la mayor parte del costo total de los materiales. La mano de obra involucrada en la fabricación del equipo requiere de un mejor análisis ya que son diferentes departamentos los que intervienen.

### 6. 1.- CÁLCULO DE COSTOS A PARTIR DE LA REGLA DE ÍNDICES.

Debido a los cambios constantes en el costo de materiales, mano de obra e impuestos, los costos disponibles son rápidamente obsoletos. Por lo tanto se requiere de un método para actualizarlos. Normalmente se utiliza el método de "índice de costos". Los índices son números que dan la variación en un grupo de costos con referencia a un año base.

Para usar el índice de costos se multiplica simplemente el costo conocido en una determinada fecha por la razón del índice actual y el índice aplicable en la fecha del costo que se conoce, por tanto lo podemos expresar así:

$$\text{Costo A} = \text{Costo B} (\text{Índice A} / \text{Índice B}) \quad (6.1)$$

La Tabla 6.1. nos da algunos índices en función de tiempo para el costo de equipo.

Tabla 6.1

PROMEDIO ANUAL DE LOS INDICES PARA EL COSTO DE EQUIPO.

Año	Indice
1980	292.2
1981	323.0
1982	336.2
1983	336.0
1984	344.0
1985	347.2
1986	336.3
1987	343.9
1988	345.2
1989	352.6

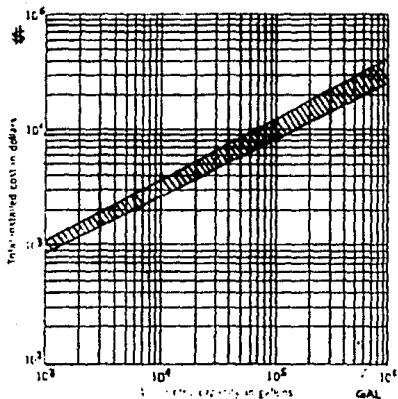
6. 2.- CÁLCULO DE COSTOS A PARTIR DE LA REGLA DEL FACTOR DE LAS SEIS DÉCIMAS.

Normalmente alguno de los equipos de proceso a los cuales se les quiere determinar su costo, es diferente en tamaño al equipo del cual se tiene un costo de referencia. Chilton C.H. (32), hizo un estudio del costo de una gran variedad del equipo de proceso como una función del tamaño y de la capacidad. Chilton Cecil H. al igual que Williams concluyen que la regla del factor de las seis décimas, es útil como un método corto para aproximar el costo de un equipo similar pero de tamaño diferente. Esta regla establece que el costo de un equipo de diferente tamaño es igual al costo del equipo de referencia multiplicado por la razón de las capacidades elevada a una potencia de seis décimas, la cual queda:

$$\text{Costo A} = \text{Costo B} \left( \frac{\text{Capacidad A}}{\text{Capacidad B}} \right)^{0.6} \quad (6.2)$$

### 6. 3.- ESTIMADO DEL COSTO PARA RECIPIENTES HORIZONTALES Y VERTICALES.

Los tanques de almacenamiento requieren de un capital considerable. Si se va a manejar una determinada cantidad de fluido, puede ser que sea suficiente un tanque de almacenamiento. En caso de que se requieran varios tanques, se puede observar que los tanques grandes demandan un costo más bajo por unidad de volumen almacenado que los tanques pequeños. En la Gráfica 6.5. se muestra una comparación del costo de un recipiente de 1,000,000 de galones y otro de 10,000 galones, los cuales cuestan \$32,000 y \$3,000 dolares respectivamente.

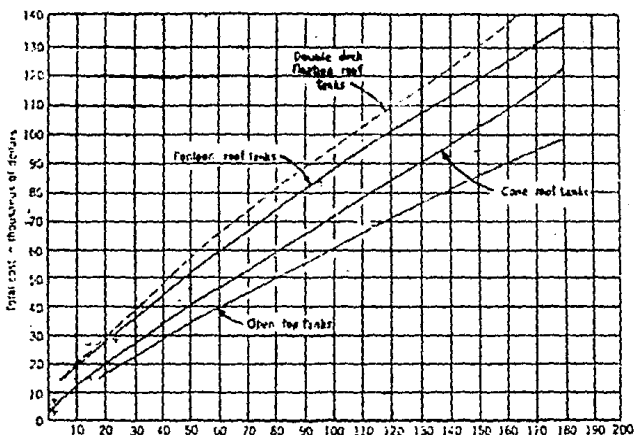


Costo (dólares) vs. Capacidad (gal).

Gráfica 6.1

Como se puede observar, el mayor es 100 veces más grande que el pequeño y el costo es solo 11 veces mayor. Sin embargo, los tanques grandes normalmente no se seleccionan debido a la gran flexibilidad que se tiene al almacenar los fluidos en baterías de tanques pequeños.





Capacidad en miles de barriles.

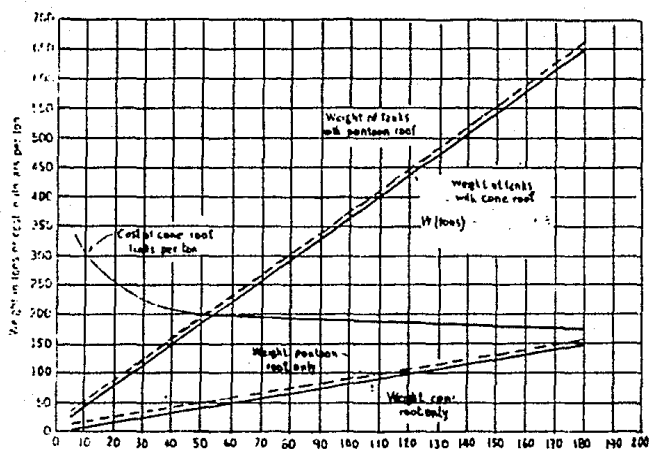
Costo total de varios tipos de recipientes de almacenamiento

Gráfica 6.2

En la Gráfica 6.2 se reporta el costo total de varios tipos de tanques de almacenamiento. Esta gráfica no incluye el costo de cimentación.

La gráfica 6.3 muestra la relación del peso del acero con el costo en dólares por tonelada para los tanques de gran diámetro.

Antes de que se pueda diseñar un tanque de almacenamiento se tienen que establecer las proporciones de altura y diámetro. Los diámetros de los tanques de acero estándar para almacenamiento a la presión atmosférica van de 10 a 220 pies y las alturas varían de 6 a 64 pies.



Capacidad en miles de barriles.

Relación costo/capacidad de recipientes con gran diámetro.

Gráfica 6.3

No existe una regla para seleccionar la razón altura-diámetro debido a que la razón es normalmente una función de los requisitos de proceso, del área disponible y de las limitaciones de altura. El volumen de un tanque que puede ser de una batería de tanques puede ser determinado por los requisitos de proceso y otras consideraciones como la flexibilidad. La proporción óptima de un diámetro de tanque,  $D$ , y la altura,  $H$ , varía entre dos límites.

El límite inferior para la razón óptima de  $D/H$  ocurre cuando los costos por unidad de área de la coraza, el fondo y la tapa son independientes de  $D$  y  $H$ . Esta condición existe con los tanques de volumen pequeño donde la estabilidad elástica y la corrosión controlan el espesor. El límite superior para

la razón óptima de D/H ocurre cuando el espesor de la coraza es función de D y H y el costo por unidad de área del fondo y de la tapa son independientes de D y H. Esta condición existe con tanques de gran volumen.

Esta proporción óptima de un tanque es afectada por el costo de cimentación y el costo del área donde se va a instalar el tanque, así como también por el costo del fondo de la coraza y de la tapa. Con la intención de proporcionar el tanque, es conveniente expresar el costo de cimentación del fondo, de la coraza y de la tapa en términos de costo por unidad de área como sigue:

$$V = \pi H D^2 / 4 \quad \text{o} \quad H = 4V / \pi D^2 \quad (6.3)$$

$$\text{Cuando } A_1 = \text{Área de la coraza} = \pi H D \quad \text{y} \quad (6.4)$$

$$A_2 = \text{Área del fondo del recipiente o del área proyectada de la tapa} = \pi D^2 / 4 \quad (6.5)$$

tenemos que:

$$C = (A_1 c_1) + A_2 (c_2 + c_3 + c_4 + c_5) \quad (6.6)$$

Substituyendo por las áreas  $A_1$  y  $A_2$ , obtenemos:

$$C = \pi D H c_1 + (\pi D^2 / 4) (c_2 + c_3 + c_4 + c_5) \quad (6.7)$$

simplificando y substituyendo H en función de D, tenemos:

$$C = 4V c_1 / D + (\pi D^2 / 4) (c_2 + c_3 + c_4 + c_5) \quad (6.8)$$

Para determinar las proporciones óptimas del tanque utilizando la ecuación anterior, es necesario determinar cual de los términos de costos son variables previos a la diferenciación.

- 1.- Tanques que tienen un espesor de coraza independiente del diámetro, D, y la altura, H.

El esfuerzo en la coraza es función de el diámetro y de la altura del tanque como se indica en las siguientes

ecuaciones.

$$t = 0.0001456 (H-1)D + c \quad (6.9)$$

$$t = 0.0001650 (H-1)D + c \quad (6.10)$$

Por razones de estabilidad elástica el espesor mínimo de la coraza es 3/16" para tanques de 45 pies o menores y de 1/4" para tanques de diámetros mayores. Así pues los tanques que tienen un espesor de 1/4" o menor pueden considerarse que tienen un espesor de coraza independiente de H y D. Substituyendo el espesor de 1/4" en las ecuaciones 6.9. y 6.10., resulta:

$$0.25 = 0.0001456 (H-1)D \quad (6.11)$$

$$\text{o } D(H-1) = 1720 \quad (6.12)$$

para corazas unidas con soldadura tipo "junta a tope".

$$\text{y } D(H-1) = 1515 \quad (6.13)$$

para corazas unidas con soldadura tipo "traslape".

Los tanques soldados con estos tipos de soldadura que tienen un valor de D(H-1) igual o menor que 1720 o 1515 respectivamente caen en esta categoría.

Los tanques de volumen pequeño que caen en esta categoría de las ecuaciones 6.12 y 6.13, tienen un costo por unidad de Area tanto de la coraza, del fondo y la tapa, que puede considerarse independiente de D y H. Utilizando la ecuación 6.8, y diferenciando el costo total, C, con respecto al diámetro del recipiente, D, y considerando el volumen conocido, V, y los factores de costo  $c_1$ ,  $c_2$ ,  $c_3$ ,  $c_4$  y  $c_5$  como una constante conocida para el volumen considerado, obtenemos:

$$dC/dD = -4Vc_1/D^2 + (\pi D/2)(c_2 + c_3 + c_4 + c_5) \quad (6.14)$$

Realmente el costo unitario individual,  $c_1$ ,  $c_2$ ,  $c_3$  y  $c_4$  de los diferentes componentes del tanque pueden variar con algunas proporciones del tanque y con el volumen del tanque y otros factores como el diseño. Para el costo mínimo la pendiente de la curva de costos contra el diámetro del recipiente para obtener el volumen debe ser igual a cero ( $dC/dD = 0$ ). Así que:

$$-4Vc_1/D^2 + (\pi D/2)(c_2 + c_3 + c_4 + c_5) = 0 \quad (6.15)$$

resolviendo para D, tenemos:

$$D^3 = (8/\pi) (\pi D/2) [c_1/(c_2 + c_3 + c_4 + c_5)] \quad (6.16)$$

$$\text{ó } D = 2H [c_1/(c_2 + c_3 + c_4 + c_5)] \quad (6.17)$$

2.- Tanques que tienen el espesor de la coraza dependiente del diámetro, D, y de la altura, H.

Los tanques que tienen una altura y un diámetro que excede de 1720 y 1515 de la relación de D(H-1) tienen espesores de coraza dependientes de D y H. El costo de la coraza por unidad de Área,  $c_1$ , es función de D y H y para los propósitos de proporciones se puede asumir que son directamente proporcionales al espesor de la coraza como sigue:

$$c_1 = c_5 (H - 1)D \quad (6.18)$$

$$\text{ó } c_5 = c_1/[(H-1)D] \quad (6.19)$$

substituyendo la ecuación 6.18 en la ecuación 6.8, obtenemos:

$$C = 4V [c_5(H-1)D]/D + (\pi D/4) (c_2 + c_3 + c_4 + c_5) \quad (6.20)$$

substituyendo para H, tenemos:

$$C = 4Vc_5 (4V/\pi D) - 4Vc_5 + (\pi D/4) (c_2 + c_3 + c_4 + c_5) = 0$$

(6.21)

Diferenciando e igualando a cero tenemos:

$$dC/dD = -32c_1V^2 / \pi D^3 - 0 + 2\pi D(c_2+c_3+c_4+c_5)/4 = 0$$

$$\text{ó } \pi D(c_2+c_3+c_4+c_5)/2 = 32c_1V^2 / \pi D^3 \quad (6.22)$$

substituyendo la ecuación 6.3 para V y la ecuación 6.19.

para  $c_1$  nos da:

$$\pi D(c_2+c_3+c_4+c_5)/2 = (32c_1/(H-1)\pi D^4) \{(\pi H D^2/4)\}^2 \quad (6.23)$$

debido a que H-1 para los tanques largos es aproximadamente igual a H, se puede asumir que H-1 = H, por lo tanto queda:

$$D(c_2 + c_3 + c_4 + c_5) = 4c_1H \quad (6.24)$$

### 3.- Estimación del factor de costos.

En la mayoría de los diseños el factor de costos no puede ser evaluado hasta que se conoce el diseño del tanque. Los costos de los componentes del tanque son función del espesor de la lámina, de la calidad del acero, de los costos de formación y los costos de soldadura, y en algunos casos se incluye el costo de los accesorios como son los codos, entradas hombre, bombas, plataformas y todo aquello que esté unido al tanque. Estos factores son interrelacionados, y con la intención de hacer un estimado, es conveniente expresarlos en términos del costo de las partes fabricadas del recipiente por libra de material debido a que la información se presenta en estas unidades.

### 4.- Método para estimar el costo del recipientes en base al peso del mismo y al costo unitario.

El método empleado consiste en estimar el costo del equipo a partir de los espesores de placa.

Una vez obtenido el peso del material se aplica el factor de costo unitario, con este método se obtienen resultados

representativos para los casos de materiales comerciales comunes.

Secuencia de cálculo para recipientes cilíndricos.

- a.- Calcular la presión y temperatura de diseño ( $P_d$  y  $T_d$ ).
- b.- Identificar el tipo de material.
- c.- Se determina (de tablas), el valor del esfuerzo permisible ( $S$ ) [ $\text{kg}/\text{cm}^2$ ]. Este valor se obtiene en función del material y de la temperatura de diseño.
- d.- Como una regla práctica dar un valor a la eficiencia ( $E$ ), de 0.85%.
- e.- Calcular el espesor de la carcaza.
- f.- Calcular el espesor de las cabezas.
- g.- Definir el espesor según las dimensiones comerciales.
- h.- Se calcula el peso total del recipiente, sumando el peso de la carcaza y el de las cabezas.
- i.- El costo se calcula a partir del precio unitario ( $Z$  [ $\$/\text{kg}$ ]), el cual se multiplica por el peso total.

Secuencia de cálculo para recipientes esféricos.

- a.- Aplica la secuencia anterior de punto (a) al (g) exceptuando el punto f.
- b.- Se calcula el peso del recipiente mediante la siguiente expresión:  
$$w = \pi D^2 t d / 1728$$
donde  $d$  = densidad del material [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].
- c.- El costo se calcula a partir del precio unitario ( $Z$  [ $\$/\text{kg}$ ]), el cual se multiplica por el peso total.

5.- Método actual para estimar el costo de recipientes horizontales y verticales.

Actualmente existen varios artículos que abarcan el tema de costos de recipientes, se revisaron cinco de estos artículos los cuales se enlistan con las referencias 17, 19, 21, 31 y 33. Se seleccionó el artículo de Antonio Mulet, "Estimate costs of pressure vessels via correlations". Este método es el más actual, se aplica para un buen número de materiales, se puede calcular el peso del recipiente si no se conoce y también se puede utilizar para calcular los espesores y presiones.

En este método, el costo del recipiente incluye los costos para la coraza del recipiente, entradas hombre, boquillas, faldones y escaleras. El costo del recipiente está en función del flujo, tiempo de residencia, velocidades de separación entre fases, etc. Lo anterior aplica en este método ya que los datos de costos desarrollados son para recipientes que incluyen el número y tamaño estándar de boquillas y entradas hombre.

Las correlaciones de costos de recipientes son igualmente válidas para el peso del recipiente con accesorios que para el peso del recipiente sin accesorios.

Considerando tapas elípticas 2:1, sin considerar las boquillas, entradas hombre y soportes.

a.- El costo del recipiente se calcula directamente con el diámetro, la longitud tangente-tangente y la presión de diseño de recipiente. Se considera coraza de acero al carbón y el año base de 1979. Si el recipiente no es de acero al carbón, se emplea la siguiente fórmula para



calcular el costo total.

$$Ct = (Cb Fm + Ca) \quad (6.25)$$

La siguiente ecuación determina el costo base, Cb, en función del peso para el rango:  $813 < Ws \leq 914,000$  lb.

$$Cb = \exp(8.271 - 0.23300 (\ln Ws) + 0.04333 (\ln Ws)^2) \quad (6.26)$$

El costo de plataformas y escaleras se define por:

$$Ca = 1012.2 (D) \exp 0.20294 \quad (6.27)$$

esta fórmula es válida para un rango de (3-12) pies de diámetro.

El costo base de un recipiente vertical a presión se calcula por la siguiente ecuación que es válida en el siguiente intervalo:  $4876 < Ws < 226,000$  lb.

$$Cb = 8.8 - 0.28885 (\ln Ws) + 0.04576 (\ln Ws)^2 \quad (6.28)$$

El costo base de plataformas y escaleras se determina por:

$$Ca = [182.5 (Di) \exp 0.73960] [Lt \exp 0.70684] \quad (6.29)$$

sus rangos de diámetros y longitudes son respectivamente:  $6 < Di < 10$  y  $12 < Lt < 20$  pies.

El factor de costos por material, Fm, se selecciona de la Tabla 6.2. (31).

Tabla 6.4

FACTOR POR MATERIAL DE CONSTRUCCION

MATERIAL	FACTOR Fm
ACERO INOXIDABLE 304	1.7
ACERO INOXIDABLE	2.1
CARPENTER 20 CB-3	3.2
NIQUEL 200	5.4
MONEL 400	3.6
INCONEL 600	3.9
INCOLOY 825	3.7
TITANIO	7.7
ACERO AL CARBON	1.0

El costo de la coraza depende del material, de las dimensiones y del espesor de la pared. El espesor está en función de la presión de diseño, del diámetro de la longitud y la fuerza de tensión o de el coeficiente de elasticidad del material de construcción.

Notación:

V = Volumen, gal.

D = Diámetro, pies.

A<sub>s</sub> = Area de la coraza, pies<sup>2</sup>.

A<sub>z</sub> = Area del fondo, pies<sup>2</sup>.

C = Costo, dólares.

C<sub>b</sub> = Costo base, dólares.

C<sub>a</sub> = Costo de accesorios, dólares.

C<sub>t</sub> = Costo total, dólares.

w = Peso del recipiente.

t = Espesor de la coraza, pulg.

## 7.- CONCLUSIONES.

En este trabajo se observa que los diseños de los recipientes de proceso están regidos por Normas Internacionales muy estrictas, que si bien no son oficiales, se toman como una buena base para diseñarlos.

Como se puede observar, los recipientes desempeñan etapas fundamentales en los procesos químicos.

Es importante tener claro que para cada recipiente existe un material adecuado, que está en función de las características del proceso. Ya que, como se mencionó, los materiales tienen una resistencia determinada para cada temperatura.

Es importante mencionar que el Código A.S.M.E. y el Código A.P.I.-A.S.M.E., son una guía para el diseño de los recipientes y, cabe aclarar que; es responsabilidad del diseñador el buen funcionamiento del recipiente.

Se puede observar la importancia del Ingeniero Químico en el área del diseño de los recipientes acumuladores y de los separadores: líquido-líquido y gas-líquido. Cabe hacer mención que existen algunos casos de diseño de recipientes donde no es indispensable el criterio del Ingeniero Químico.

En este trabajo se comentó acerca de la responsabilidad por parte de las diferentes especialidades que intervienen para diseñar, construir e instalar un recipiente de proceso. Se considera que en este sentido, dada la importancia de los recipientes en los procesos químicos, se debería estudiar el diseño de los

recipientes de proceso con más detenimiento en el Módulo de Manejo de Materiales, para de esta forma abarcar más aspectos mecánicos y así contribuir con una mejor toma de decisiones.

En este trabajo se analizó la mayoría de los factores que intervienen en el diseño de los recipientes y se observa que las necesidades de proceso imperan sobre los costos.

## 8.- BIBLIOGRAFIA.

- 1.- Abernathy, M. W. Design horizontal gravity settlers. Hydrocarbon Processing. September, 1977.
- 2.- Alvarez, F. Constantino. Diseño de Equipo. Tanques y Recipientes. Cuadernos de Posgrado 25. Facultad de Química. UNAM, 1987.
- 3.- Beychok, M. R. Calculate tank losses easier. Hydrocarbon Processing. March, 1983.
- 4.- Bocangel, Juan. Design of liquid - liquid gravity separators. Chemical Engineering. Vol. 93, Num. 4. February 17, 1986. p. 133 - 135.
- 5.- Brownell, LLOYD. E. and Young, Edwin H. Equipment Design. John Wiley & Sons, Inc. 1959.
- 6.- Buhrow, R. P. New API vessel inspection code. Hydrocarbon Processing. May, 1980.
- 7.- Carroll Ross Rex. How much tankage is enough? Hydrocarbon Processing. August, 1973.
- 8.- Código A.S.M.E., Boiler and pressure vessels code. Sección VIII. División 1 July 1, 1974.
- 9.- Desai, M. B. Preliminary cost estimating of process plants. Chemical Engineering. July 27, 1981.
- 10.- Diseño de recipientes a presión. Petroleos Mexicanos, Norma 2.612.01. Gerencia de Proyectos y Construcción. México, 1975.
- 11.- Dutcher, W. G. Shortcut program eases gas calculations. Hydrocarbon Processing. December, 1982.
- 12.- Eberhart, T. M. Designing fiberglass tanks for earthquake conditions. Chemical Engineering. January 15, 1979.
- 13.- Escoe, A. Keith. Heat Transfer in vessels and piping. Hydrocarbon Processing. January, 1983.

- 14.- Foster, Thomas C. Time required to empty a vessel. Chemical Engineering, May 4, 1981.
- 15.- Gerunda, Arthur. How to size liquid - vapor separators. Chemical Engineering, May 4, 1981.
- 16.- Gutterman, G. Specify the right heat exchanger. Hydrocarbon Processing, April, 1980.
- 17.- Hall, Richard S. "Current cost of process equipment". Chemical Engineering, Vol 89, No. 7 April 5, 1982.
- 18.- Heinze, Arthur J. Pressure vessel design. Hydrocarbon Processing, May, 1979.
- 19.- Hoerner, George H. "Nomograph updates process equipment costs". Chemical Engineering, Vol. 83 No. 11, May 24, 1976.
- 20.- Huston, P.E.W.C. Easy method for finding leaks in storage tank floors. Hydrocarbon Processing, April, 1983.
- 21.- Institut Francais du Petrole. "Manual of Economic Analysis of Chemical Processes", Mc Graw Hill, New York, 1981.
- 22.- Karcher, G. G. New design calculations for high temperature storage tanks. Hydrocarbon Processing, October, 1978.
- 23.- Karcher, G. G. Simplified stress equations for elevated temp. storage tanks. Hydrocarbon Processing, July, 1981.
- 24.- Lambertin, W. J. and Vaughan, F. H. Will existing equipment fail by catastrophic brittle fracture? Hydrocarbon Processing, September, 1974.
- 25.- Logan, P. J. A simplified approach to pressure vessel head design. Hydrocarbon Processing, November, 1976.
- 26.- Logan, P. Based on new ASME code addenda... chart finds vessel thickness. Hydrocarbon Processing, May, 1976.
- 27.- McGrath, R. V. Improve your API tank specs. Hydrocarbon Processing, August, 1973.

- 28.- McGrath, R. V. New concepts for...storage tank design. Hydrocarbon Processing. May, 1976.
- 29.- Megyesy, Eugene F. Pressure vessel handbook. Edition 6. 1972. 1973.
- 30.- Mehra, Yuv R. Liquid surge capacity in horizontal and vertical vessels. Chemical Engineering. July 2, 1979.
- 31.- Mulet, A. et al. Estimate costs of pressure vessels via correlations. Chemical Engineering. October 5, 1981.
- 32.- Perry, Robert H. et al. Chemical Engineers' Handbook. International Student Edition. Fifth Edition.
- 33.- Pikulik Arkadie et al. "Cost estimating for major process equipment". Chem. Eng., Vol 84, No. 21, October 10, 1977.
- 34.- Puracelli, C. Direct sizing of gravity settlers. Chemical Engineering. September 22, 1980.
- 35.- Puracelli, Claudio. How to size a gravity settler with an internal weir. Chemical Engineering. June 29, 1981.
- 36.- Puracelli, Claudio. Optimun design of horizontal liquid - vapor separators. Chemical Engineering. November 15, 1982.
- 37.- Sarma, Hiren. How to size gas scrubbers. Hydrocarbon Processing. September 1981.
- 38.- Scheiman, Adolph D. Horizontal vapor - liquid separators. Hydrocarbon Processing & Petroleum Refiner. Vol. 43, No. 5. May, 1964.
- 39.- Sigales, B. How to Design Reflux Drums. Chemical Engineering. March 3, 1975.
- 40.- Sigales, B. How to design settling drums. Chemical Engineering. June 23, 1975.
- 41.- Snow, Marion S. Maintaining pressure vessels. Chemical Engineering. January 1, 1979.

- 42.- Tankha. a. Selecting formed heads for cylindrical vessels. Chemical Engineering. June 1, 1981.
- 43.- Tilton, J. N. and Russell, T. W. F. Designing gas - sparged vesels formass transfer. Chemical Engineering. November 29, 1982.
- 44.- Wells, Donald D. and Whited, James D. Shop or field fabricate? Transportation is often the key. Hydrocarbon Processing. January, 1980.
- 45.- Wu, F. H. Drum separator design a new approach. Chemical Engineering. April 2, 1984.