



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
CUAUTITLAN

U. N. A. M.  
FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES CUAUTITLAN



**"DISEÑO DE RECIPIENTES SEPARADORES"**

Exámenal Profesor

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

**INGENIERO QUIMICO**

P R E S E N T A :

**DANIEL BARAJAS QUINTERO**

ASESOR: I.Q. ARIEL BAUTISTA SALGADO



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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



FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN  
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR  
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

DR. JUAN ANTONIO MONTARAZ CRESPO  
DIRECTOR DE LA FES CUAUTITLAN  
P R E S E N T E

ATN: Q. Ma. del Carmen Garcia Mijares  
Jefe del Departamento de Exámenes  
Profesionales de la FES Cuautitlán

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS:

“ Diseño de recipientes separadores”

que presenta el pasante: Daniel Barajas Quintero  
con número de cuenta: 8806444-6 para obtener el título de :  
Ingeniero Químico

Considerando que dicho trabajo reúne los requisitos necesarios para ser discutido en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

**A T E N T A M E N T E**  
“POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU”

Cuautitlán Izcalli, Méx. a 30 de Agosto de 2003

PRESIDENTE	I. Q. Fernando Orozco Ferreyra	
VOCAL	M. C. Carlos Alberto Morales Rojas	
SECRETARIO	I. Q. Ariel Bautista Salgado	
PRIMER SUPLENTE	Q. Celestino Silva Escalona	
SEGUNDO SUPLENTE	I. Q. Gilberto Atilano Amaya Ventura	

## DEDICATORIA

*A mis padres:*

*María J. Quintero Mora y Jesús Barajas Mandujano,  
que siempre me apoyan y animan a seguir adelante.*

*\*gracias\**

# ÍNDICE.

	páginas
<b>OBJETIVO.</b>	1
<b>INTRODUCCIÓN.</b>	2
<b>CAPITULO I.</b>	
<b>PRINCIPIOS DE SEPARACIÓN Y USOS</b>	
1.1 Momentum.	4
1.2 Sedimentación por gravedad.	4
1.3 Coalescencia.	9
1.4 Partes del separador.	10
1.5 Usos de los recipientes separadores.	12
<b>CAPITULO II.</b>	
<b>CRITERIOS Y NORMAS APLICABLES.</b>	
2.1 Tiempos de residencia.	13
2.2 Tiempos de drenado y sobrealimentación.	14
2.3 Tamaño de la gota.	14
2.4 Normas de diseño.	17
2.5 Relación óptima (L/D).	20
<b>CAPITULO III.</b>	
<b>RECIPIENTES SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO.</b>	
3.1 Generalidades.	21
3.2 Ecuación de diseño para la separación liq.-líq. por sedimentación	24
3.3 Dimensionamiento del separador Líq.-Líqu. Horizontal	25
3.4 Dimensionamiento del separador horizontal con bota para el líquido pesado.	27
3.5 Dimensionamiento del separador horizontal con mampara.	29
3.6 Dispositivos coalescedores.	32
<b>CAPITULO IV.</b>	
<b>RECIPIENTES SEPARADORES LÍQUIDO-VAPOR.</b>	
4.1 Tipos de recipientes separadores líquido-vapor.	33
4.2 Factores de selección para la selección de un recipiente horizontal o vertical.	37
4.3 Selección de recipientes separadores horizontal vs. vertical.	37
4.4 Separadores verticales.	38
4.5 Dimensionamiento del separador vertical.	41
4.6 Separadores horizontales.	44
4.7 Dimensionamiento del separador horizontal.	48
<b>CAPITULO V.</b>	
<b>RECIPIENTES SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO-VAPOR.</b>	
5.1 Selección del separador líquido-líquido-vapor.	54
5.2 Tipos de separadores líquido-líquido-vapor.	54
5.3 Ecuaciones de diseño.	59
5.4 Dimensionamiento del separador vertical.	62
5.5 Dimensionamiento del separador horizontal.	66

5.6 Dimensionamiento del separador horizontal con bota.	70
5.7 Dimensionamiento del separador horizontal con mampara.	74
5.8 Dimensionamiento del separador horizontal con cubo y mampara.	77
<b>CAPITULO VI.</b>	
<b>ACCESORIOS INTERNO Y EXTERNOS DEL RECIPIENTE SEPARADOR.</b>	
6.1 Dispositivos Internos de los recipientes.	82
6.2 Eliminadores de niebla.	85
6.3 Boquillas.	94
6.4 Registros de inspección.	105
6.5 Dispositivos de seguridad.	105
6.6 Problemas de operación.	106
<b>CAPITULO VII.</b>	
<b>MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN.</b>	
7.1 Corrosión.	109
7.2 Criterios de selección de materiales.	113
7.3 Espesor del cuerpo del recipiente.	121
7.4 Selección de cabezales.	122
7.5 Recubrimientos para prevención de corrosión.	123
7.6 Protección catódica.	124
7.7 Hojas de datos de proceso.	132
<b>CAPITULO VIII.</b>	
<b>EJEMPLOS DE DISEÑO.</b>	
8.1 Separadores líquido-líquido.	134
8.2 Separadores líquido-vapor.	143
8.3 Separadores líquido-líquido-vapor.	156
<b>RECOMENDACIONES.</b>	178
<b>CONCLUSIONES.</b>	181
<b>BIBLIOGRAFÍA.</b>	182
<b>APENDICES.</b>	184

## **OBJETIVO**

El objetivo de este trabajo es proveer un procedimiento de diseño hidráulico que sea sencillo, usando un método paso a paso de acuerdo a criterios establecidos. Que el lector sea capaz de diseñar y seleccionar un recipiente separador ya sea horizontal o vertical según sean sus necesidades y limitaciones existentes y que cuente con las herramientas necesarias para dimensionar los accesorios correspondientes para asegurar así su funcionalidad, mantenimiento y seguridad.

## INTRODUCCIÓN.

Existen mezclas complejas de fluidos con diferentes composiciones que tienen propiedades distintas como densidad, presión de vapor, viscosidad y otras características físicas y químicas. A veces estas mezclas forman fases líquidas y gaseosas que pueden separarse por métodos físicos como la sedimentación que es una de las operaciones básicas en la producción, proceso y tratamiento de sólidos, líquidos y gases.

Los recipientes separadores son equipos muy comunes de proceso donde la separación de las diferentes fases presentes en una corriente ocurre por tres principales principios físicos que son momentum, sedimentación por gravedad y coalescencia. Cualquier separador puede emplear uno o más de los principios antes mencionados, pero las fases deberán ser inmiscibles y tener una marcada diferencia de densidades para que se de la separación.

Los tres tipos generales de recipientes separadores presentados en este trabajo son:

- Separadores líquido-líquido.
- Separadores líquido-vapor.
- Separadores líquido-líquido-vapor.

**Separador líquido-líquido:** En este recipiente se separan dos fases líquidas inmiscibles, estas fases comúnmente se llaman fase ligera y fase pesada. Debido a que la diferencia de densidades no es muy grande, su separación es lenta.

**Separador líquido-vapor:** En este recipiente se separa una fase líquida y una fase de vapor o gas, su separación es más rápida que en el caso líquido-líquido, ya que la diferencia de densidades es muy grande, entonces se manejan tiempos más cortos para que ocurra la separación.

**Separador líquido-líquido-vapor:** Este se usa para separar una fase gaseosa y dos fases líquidas inmiscibles con diferentes densidades. ( ejemplo gas, agua y crudo)

Estos recipientes generalmente van dentro de batería y están sometidos a condiciones de operación de proceso, por lo cual trabajan a diferentes presiones y temperaturas del medio ambiente. El objetivo principal de estos recipientes es lograr una eficiencia de separación, entregar vapores o gases sustancialmente libres de líquidos a otros equipos de proceso, como por ejemplo compresores. Además también proporcionan cierto tiempo de residencia a los flujos que tiene el propósito de amortiguar pequeñas variaciones de los flujos entre los equipos para así no tener interrupciones en el proceso.

Este trabajo está enfocado hacia el diseño hidráulico y no es objeto cubrir el diseño mecánico de estos recipientes para lo cual se debe consultar el código ASME (American Society of Mechanical Engineers) sección VIII, división I y II, Códigos API ( American Petroleum Institute), entre otros.



Los separadores tienen conformaciones cilíndricas y esféricas, estas últimas son las más costosas y tienen ciertas limitaciones por lo que no se trataran en este trabajo. Las formas cilíndricas son las más empleadas y más económicas. Estos pueden ser colocados horizontal o verticalmente según las necesidades y limitaciones del proceso y espacio en la planta. Los separadores pueden o no llevar accesorios internos como: eliminadores de niebla, mamparas, desviadores de alimentación, placas antiespuma, rompe remolinos, placas coalescedoras, etc. que tienen la finalidad de facilitar el proceso de separación y prevenir posibles perturbaciones dentro del recipiente.

Otros elementos de gran importancia son las boquillas de proceso, boquillas de inspección, registros de hombre y mano y válvulas de seguridad, en este último caso solamente se menciona su importancia ya que su diseño debe considerar todas las posibles condiciones que pueden perturbar al equipo y para determinar el máximo relevo requerido se debe hacer un estudio muy cuidadoso ya que de esto depende la seguridad del personal y del equipo.

Un paso de gran importancia en el diseño de cualquier recipiente es la selección del material de construcción. Los distintos flujos a manejar, las condiciones de temperatura y de presión pueden ser muy extremas, por lo cual pueden causar varios tipos de corrosión en el material como picaduras, corrosión galvánica, erosión, fatigas, fracturas, etc. Esta selección del material de construcción se debe basar de preferencia en la experiencia de materiales en condiciones semejantes y que se esté familiarizado con las características de resistencia química y limitaciones mecánicas de los materiales. Por tal caso se mencionarán brevemente algunas formas de corrosión y criterios generales sobre la selección de materiales. Para mayores detalles se deben consultar las obras pertinentes que traten sobre el tema como la referencia 23.

La selección de cabezales del recipiente es importante ya que ellos soportan la mayoría de la presión dentro del recipiente. Los cabezales típicamente usados son los toriesféricos, elípticos y hemiesféricos. Para selección y cálculo de espesores de cabezales y cuerpo del recipiente se necesitan ciertos criterios necesarios para que resistan las condiciones de presión y corrosión a un largo plazo. La hoja de datos de proceso es donde se plasman las condiciones de operación, proceso, códigos, dimensiones del equipo y especificaciones de material. Esta hoja transmite la información necesaria a los fabricantes de recipientes, que son los encargados del diseño mecánico. Estos no deberán hacer cambios en las dimensiones básicas por ser necesarias para el proceso. Se debe buscar el diseño que satisfaga los requerimientos del proceso y que el equipo resulte lo más económico posible.

# CAPITULO I

## PRINCIPIOS DE SEPARACIÓN Y USOS.

Tres principios son usados para llevar a cabo la separación física de gases, líquidos y sólidos son:

- 1.- Momentum.
- 2.- Sedimentación por gravedad.
- 3.- Coalescencia.

Cualquier separador emplea uno o más de estos principios, pero un requisito indispensable es que las fases del fluido deben ser inmiscibles y deben tener diferentes densidades para que la separación ocurra.

### 1.1 MOMENTUM.

Un flujo que contiene varias fases con diferentes densidades tiende a tener diferentes momentum. Si una corriente lleva dos fases, una líquida y una gaseosa, si esta corriente choca contra una placa, esto ocasiona un cambio brusco en los momentum, el mayor momentum corresponde a la fase líquida y el menor momentum a la fase gaseosa que se desvía mucho más rápidamente que la otra fase y así ocurre la separación. El momentum es generalmente empleado para la separación de grandes volúmenes de corrientes a dos fases.

### 1.2 SEDIMENTACIÓN POR GRAVEDAD.

Las gotas de líquido sedimentarán fuera de la fase gaseosa, si y solo si la fuerza gravitacional que actúa en la gota es mayor a la fuerza de arrastre del gas que fluye alrededor de la gota.

Ver la figura 1-1.

**Figura 1-1** Fuerzas que actúan en una gota de líquido en una corriente de gas.



Estas fuerzas son descritas matemáticamente con las siguientes ecuaciones:

Fuerza de gravedad. ( Ref. 19)

$$F_G = \frac{M_p(\rho_L - \rho_G)g}{g_c \rho_L} \dots\dots\dots(1)$$

Donde:

- $F_G$  = Fuerza de gravedad,  $lb_F$ .
- $M_p$  = Masa de la gota,  $lb$ .
- $g$  = Constante gravitacional,  $32.17 \text{ pies}/s^2$ .
- $g_c = 32.17 \text{ (lb}_m\text{-pies)}/\text{(lb}_F\text{-s}^2)$
- $\rho_L$  = Densidad de la fase líquida,  $lb/pie^3$ .
- $\rho_G$  = Densidad de la fase gaseosa,  $lb/pie^3$ .

Fuerza de arrastre.

$$F_D = \frac{\left(\frac{\pi}{8}\right) C_D D_p^2 U_G^2 \rho_G}{g_c} \dots\dots\dots(2)$$

Donde:

- $F_D$  = Fuerza de arrastre,  $lb_F$ .
- $C_D$  = Coeficiente de arrastre, adimensional.
- $U_G$  = Velocidad del vapor,  $pies/s$ .
- $\pi$  = Constante, 3.1416.
- $D_p$  = Diámetro de la gota,  $pies$ .

De estas dos fuerzas se establece una velocidad terminal constante  $U_T$ , que es la velocidad constante del vapor necesaria para que las gotas de líquido sedimenten fuera del vapor. Igualando las ecuaciones y suponiendo que las gotas son esféricas y rígidas, se tiene el siguiente resultado:

$$U_T = \frac{8gM_p(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L \rho_G A_p C_D} = \frac{4gD_p(\rho_L - \rho_G)}{3C_D \rho_G} \dots\dots\dots(3)$$

Donde:

- $U_T$  = Velocidad terminal,  $pies/s$ .
- $A_p$  = Área transversal de la gota,  $pies^2$ .

El coeficiente de arrastre  $C_D$  ha sido encontrado en función de la forma de la partícula y el número de Reynolds del flujo gaseoso. Para esta ecuación la forma de la partícula es esférica y rígida como ya se había mencionado. El número de Reynolds es definido como:

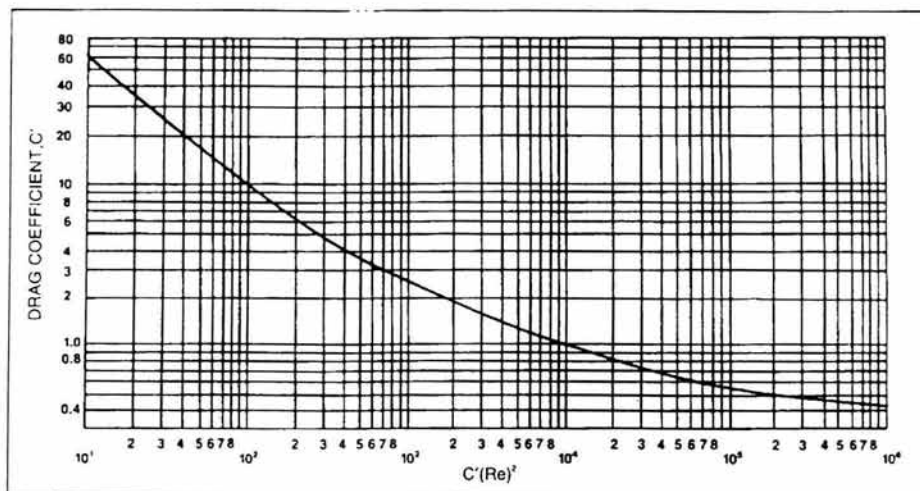
$$Re = \frac{1488 D_p U_T \rho_G}{\mu} \dots\dots\dots(4)$$

Donde:

$\mu$  = viscosidad de la fase continua, cp.

De esta forma la solución para determinar  $C_D$ , se encontrará por el método de prueba y error en la cual requiere siempre el tamaño de la partícula  $D_p$  y la velocidad terminal  $U_T$  por lo cual es complicado. Para evitar el método anterior, se estima el coeficiente de arrastre presentado en la figura 1-2 como una función del producto del coeficiente de arrastre  $C_D$  por el número de Reynolds al cuadrado; esta técnica elimina la velocidad de la expresión. La abscisa de la figura 1-2 es dada por:

$$C_D (Re)^2 = \frac{(0.95)(10^8) \rho_G D_p^3 (\rho_L - \rho_G)}{\mu^2} \dots\dots\dots(5)$$



Nota: En esta grafica  $C' = C_D$

**Figura 1-2**  
Coeficiente de arrastre para esferas rígidas. (Ref. 13)

## Condiciones límites del coeficiente de arrastre $C_D$ . (Ref. 13)

Como en otros fenómenos en el flujo de fluidos, el coeficiente de arrastre tiene limitantes estimados en altos y bajos números de Reynolds.

### Ley de Newton.

Para partículas relativamente grandes (aproximadamente 1000 micras o más) la sedimentación por gravedad es descrita por la ley de Newton en la figura 1-3.

El coeficiente de arrastre límite es de 0.44 a un número de Reynolds aproximado a 500, substituyendo  $C_D = 0.44$  en la ecuación 3, la ley Newton hace que la ecuación se exprese así:

$$U_T = 1.74 \frac{gD_p(\rho_L - \rho_G)}{\rho_G} \dots\dots\dots(6)$$

En el límite superior de la región que abarca la ley de Newton, ver la figura 1-3, el tamaño de la partícula es muy grande por lo cual requiere una velocidad terminal de semejante magnitud en una turbulencia excesiva creada.

El máximo tamaño de la gota que puede ser sedimentada se determina por la siguiente ecuación:

$$D_p = K_{CR} \left[ \frac{\mu^2}{g\rho_G(\rho_L - \rho_G)} \right]^{0.33} \dots\dots\dots(7)$$

Donde:

$K_{CR}$  = constante de proporcionalidad, adimensional.

$\mu$  = viscosidad de la fase continua, cp.

Para la región de la ley de Newton, el límite superior marca que el número de Reynolds es aproximado a 200000 y el  $K_{CR} = 18.13$ .

### Ley de Stokes.

A bajos números de Reynolds (menores de 2) existe una relación lineal entre el coeficiente de arrastre y el número de Reynolds (correspondiente al flujo laminar) . En estos casos se aplica la ley de Stokes y se expresa así:

$$U_T = \frac{1488gD_p^2(\rho_L - \rho_G)}{18\mu} \dots\dots\dots(8)$$

El diámetro de la partícula correspondiente a un número de Reynolds de 2 es encontrado usando el valor de  $K_{CR} = 0.0080$  en la ecuación (7).

En el límite inferior de la región para la ley de Stokes el diámetro de la partícula es aproximadamente de 3 micras, en el límite superior es alrededor de 100 micras.

Un resumen de estas ecuaciones se presenta en la figura 1-3.

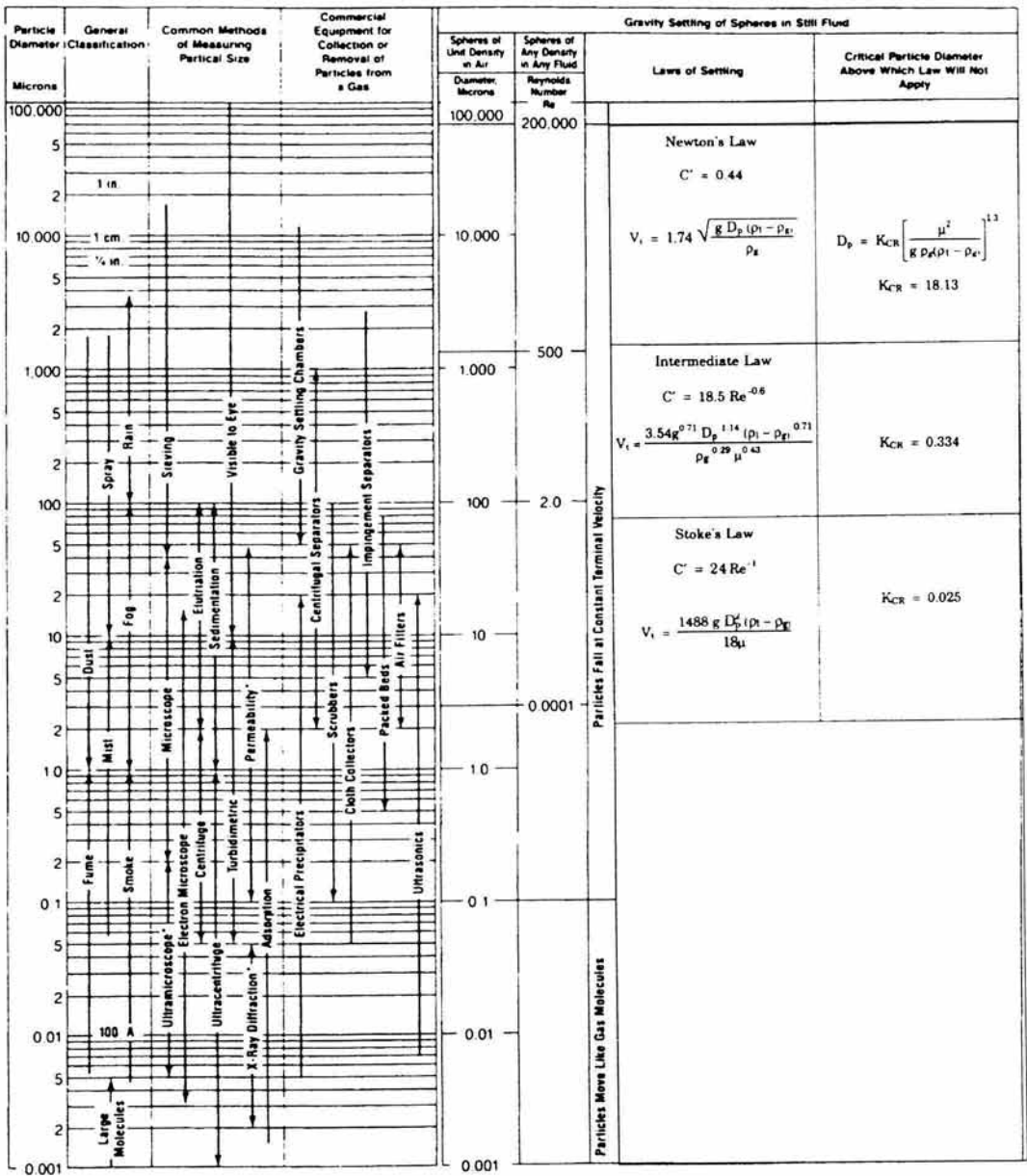


Figura 1-3

Características de la partícula y las leyes de sedimentación por gravedad. (Ref. 13)

### 1.3 COALESCENCIA. (Ref. 13)

Muchas gotas pequeñas forman la bruma o neblina que no se pueden separar prácticamente por gravedad. Esas gotas deben ser coalescidas para formar grandes gotas que puedan sedimentar por gravedad. Dispositivos coalescedores en el separador forzan al gas a seguir un tortuoso camino. El momentum de las gotas causa los choques con otras gotas y fomenta la coalescencia formando gotas de mayor tamaño. Esas grandes gotas se sedimentan en la fase gaseosa por gravedad. Mallas de alambre, elementos con veletas y filtros de cartucho son típicos ejemplos de coalescedores.

Estos tres principios se aplican por ejemplo en la separación vapor-líquido que se realiza generalmente en tres etapas.

Primera etapa.

Es la separación primaria, en la cual se usará una mampara de choque a la entrada de la alimentación, la corriente chocará y por los dos distintos momentum del líquido y del vapor provocará la primera separación en la cual las grandes gotas de líquido formadas descenderán por gravedad.

Segunda etapa.

La siguiente etapa, separación secundaria, es la separación por gravedad de pequeñas gotitas en la corriente de vapor a través de una área de liberación.

Tercera etapa.

La etapa final es la eliminación de niebla donde pequeñas gotitas son coalescidas para formar grandes gotas las cuales son separadas por gravedad. Ver la figura 1-4.

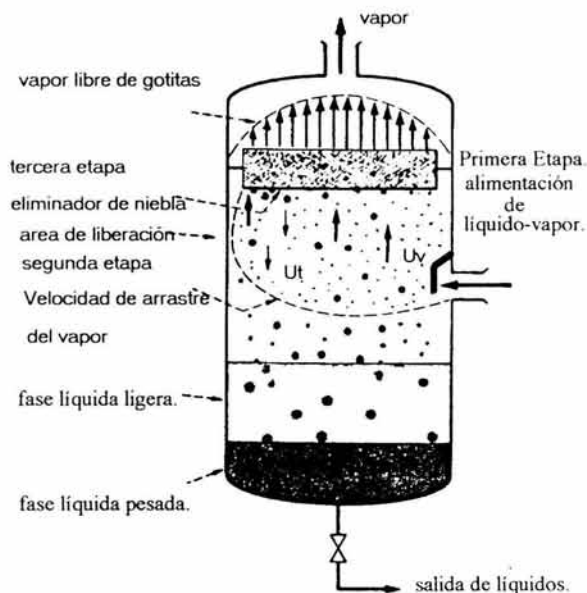


Figura 1-4 Los tres principios físicos del separador.

## 1.4 PARTES DEL SEPARADOR.

Los recipientes separadores generalmente tienen cuatro secciones principales, las cuales es necesario controlarlas. Esas secciones se muestran en los recipientes horizontales y verticales en la figura 1-5.

La primera separación, sección **A**, se usa para separar la mayor porción de líquido libre a la entrada de la corriente. La boquilla de alimentación puede hallarse en forma de codo, o tener una mampara de choque que toma ventaja por los efectos de inercia de las fuerzas centrífugas en un cambio brusco de dirección para separar la mayor parte del líquido de la corriente de vapor. La corriente chocará con la mampara de choque a la entrada de la alimentación y por los dos distintos momentum del líquido y del vapor provocará la primera separación en la cual las grandes gotas de líquido formadas descenderán por la acción de la gravedad.

La segunda sección de gravedad **B**, se diseña para utilizar la fuerza de gravedad para aumentar la separación de las gotas arrastradas, esta consiste en una porción del recipiente por donde el vapor se mueve relativamente a bajas velocidades con una pequeña turbulencia. Es la separación por gravedad de pequeñas gotitas en la corriente de vapor a través de una área de liberación.

En algunos diseños, se utilizaran arreglos de veletas para reducir la turbulencia. Las veletas también actúan como colectores de gotas y reducen la distancia que debe caer la gota para ser removida desde la corriente de vapor.

La sección de coalescencia **C**, utiliza un coalescedor o eliminador de niebla, el cual puede consistir en una serie de veletas, un lecho de malla de alambres o pasajes ciclónicos.

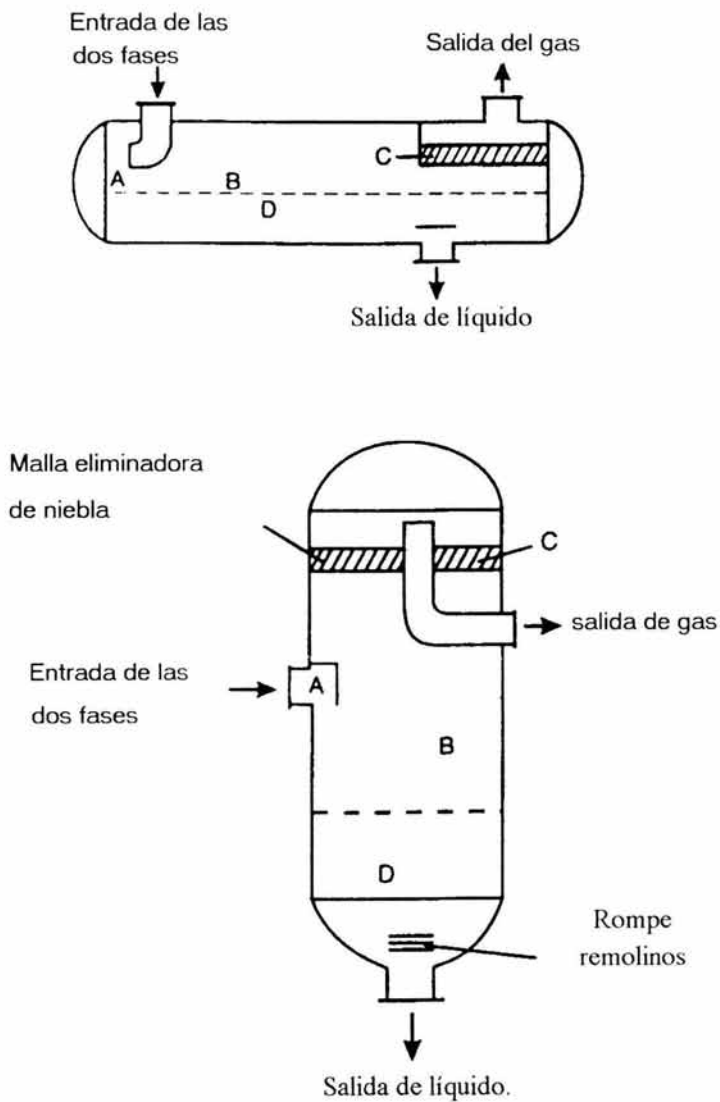
Es la eliminación de niebla donde pequeñas gotitas coalescen para formar grandes gotas las cuales son separadas por gravedad. Esta sección remueve las pequeñas gotitas de líquido en el vapor por choques en una superficie donde ellas coalescen. Un remanente típico de líquido desde el eliminador de niebla es de menos de 0.1 galón por un millón de pies cúbicos.

El fondo del recipiente o sección colectora de líquido **D**, actúa como receptor de todos los líquidos removidos del vapor desde las secciones primera, segunda y la sección de coalescencia. Dependiendo de los requerimientos, la sección de líquido debe tener cierto volumen de residencia, para desgasificación o receptor de slugs (flujo tipo bala). Un nivel mínimo de líquido es necesario para controlar las funciones apropiadamente.

La desgasificación puede requerir de un separador horizontal con un nivel de líquido poco profundo, mientras que la separación de emulsiones puede requerir de altas temperaturas, altos niveles de líquido y/o la adición de surfactantes.

Las secciones de los separadores se pueden observar en la figura 1.5, donde la sección C es una malla eliminadora de niebla.





- A- Separación primaria.
- B- Sedimentación por gravedad.
- C- Coalescencia.
- D- Acumulación de líquido

**Figura 1-5**  
Recipientes separadores líquido-vapor.

## **1.5 USOS DE LOS RECIPIENTES SEPARADORES.**

Los recipientes separadores están sometidos a las mismas condiciones de operación del proceso, lo cual dice que trabajan a presiones y temperaturas diferentes o extremas a las condiciones ambientales. Estos recipientes por ser parte del proceso se encuentran dentro del límite de batería. Las aplicaciones más frecuentes de estos recipientes son las siguientes:

### **Separadores líquido-líquido**

Dos fases líquidas inmiscibles se separan usando los mismos principios para la separación vapor-líquido. Los separadores líquido-líquido son fundamentalmente lo mismo que un separador vapor-líquido excepto que el diseño se debe hacer para velocidades muy bajas porque la diferencia de densidades entre dos líquidos es menor a la diferencia que existe entre un líquido y un vapor; la separación es más difícil.

Sus aplicaciones típicas son:

- Sistema de lavado cáustico de hidrocarburos
- Sistema de lavado acuoso de hidrocarburos
- Sistemas de extracción por solventes
- Sistemas de endulzamiento de líquidos

### **Separadores Vapor-líquido.**

Es un recipiente usado para separar una mezcla de fases, una corriente que lleva una fase líquida y una fase gaseosa que son relativamente independientes uno de otro. También otros términos usados son scrubbers o knockouts (limpiadores de gases), line-drips (líneas de goteo), traps (trampas), Flash tank (vaporizador), slug catcher (receptor de flujos tipo bala) y decanters (decantador)

Sus aplicaciones típicas son:

- 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
- Tambores de vapor
- Tanques separadores de agua

### **Separador líquido-líquido-vapor**

Es un recipiente usado para separar una fase gaseosa y dos líquidos inmiscibles de diferentes densidades, por ejemplo agua, aceite y un gas. Este tipo de recipientes se usa para la refinación del crudo en la cual está presente el agua, petróleo y gases.

## CAPITULO II

### CRITERIOS Y NORMAS APLICABLES.

Antes de proceder con el dimensionamiento y diseño de los recipientes separadores es importante conocer algunas definiciones, criterios y normas que sirven para obtener una operación que permita amortiguar algunas fluctuaciones e inconvenientes que puedan ocurrir durante el proceso para mantener las condiciones de flujo, presión y temperatura cercanas a las de operación y que de el tiempo necesario entre la detección y corrección del problema. Esto depende tanto de la experiencia del personal de operación, así como el grado de sofisticación de la instrumentación y de la localización del equipo dentro de la planta ya que son de gran importancia los espacios entre los equipos para así poder contar con la fluidez para reparar o cambiar el equipo.

También estos criterios consideran la longitud y diámetro del recipiente apropiado basándose en un costo mínimo de diseño.

#### 2.1 TIEMPOS DE RESIDENCIA.

El tiempo de residencia en un recipiente, es el tiempo en el cual en condiciones normales de operación, se vacía el contenido de este. El tiempo de residencia necesario deberá permitir una flexibilidad de operación razonable y suficiente para detectar y corregir una falla menor, sin tener que parar el proceso de producción. Como ya se había mencionado antes, esto depende también del personal y la instrumentación de la planta. En la tabla 2-1 se dan los factores de corrección por personal e instrumentación. Esta tabla es opcional ya que con las experiencias desarrolladas sobre los tiempos de residencia, al usar está se puede sobredimensionar el equipo. El factor se multiplica por el tiempo de residencia obteniéndose un tiempo adicional de seguridad.

**Tabla 2-1** Factores de corrección por personal e instrumentación. (Ref. 29)

Personal	Factor	Instrumentación	Factor
Experimentado	1.0	Bien Instrumentado	1.0
Entrenado	1.2	Instrument. Normal	1.2
Sin Experiencia	1.5	Mal Instrumentado	1.5

Pero para este tipo de recipientes, el tiempo de residencia es también para asegurar que se llegue a un equilibrio líquido-líquido ó líquido-vapor a cierta presión del separador para lo cual se requiere cierto almacenamiento de líquido. Por ejemplo en el caso del separador líquido-líquido, debe haber cierto tiempo de residencia para que las gotas de la fase ligera alcancen a subir a la interfase, en el caso líquido-vapor, el líquido puede liberar vapor por lo cual se necesita cierto tiempo de residencia del líquido.

El tiempo de residencia de esta manera es el volumen de líquido acumulado en el recipiente dividido entre la velocidad del flujo de líquido.

Es común usar un tiempo de residencia en un intervalo de 3 a 60 min. que dependen de datos del laboratorio o datos desarrollados por experiencias, por lo tanto se deberán tomar como criterios y no como valores absolutos ya que ningún proceso es igual a otro.

## 1.2.- TIEMPOS DE DRENADO Y SOBREALIMENTACIÓN.

Esta es una forma de tiempos de residencia que implican los diferentes niveles de líquido en el recipiente como nivel máximo de líquido, nivel mínimo de líquido y el nivel normal de líquido.

El **tiempo de drenado** (holdup) se define como el tiempo en que tarda el líquido en descender desde el nivel normal (NLL) hasta el nivel mínimo de líquido (LLL), manteniendo un flujo de vaciado normal con una alimentación fuera de servicio.

El **tiempo de sobrealimentación** (surge) se define como el tiempo que toma el líquido en ascender desde el nivel normal hasta el nivel máximo de líquido (HLL), manteniendo una normal alimentación y con la salida de líquido cerrada. Algunos basan la sobrealimentación entre los niveles (LLL) y (HLL) del líquido.

El tiempo de drenado está basado en los requerimientos para mantener un buen control y seguridad facilitando las operaciones posteriores. El tiempo de sobrealimentación se basa en los requerimientos de acumulación de líquidos que son el resultado de variaciones de corrientes anteriores y corrientes posteriores o por perturbaciones, como por ejemplo el flujo tipo bala. En la ausencia de especificaciones especiales, el tiempo de sobrealimentación se puede tomar como la mitad del tiempo de drenado.

En la tabla 2-2 se dan los tiempos de drenado y sobrealimentación para distintos servicios.

## 2.3 TAMAÑO DE LA GOTA.

El tiempo necesario para la sedimentación y eliminación de las gotas de la fase gaseosa depende de sus tamaños y su distribución. Bajo algunas condiciones es muy difícil conocer el diámetro de las gotas, se ha encontrado que el vapor arrastra el 95% de gotas en un rango de tamaño de 18-25 micras.

En boquillas atomizadoras (spray) el 90% de las gotas son del tamaño de 20 micras. Los discos atomizadores producen gotas de un diámetro de 100 a 1000 micras. El tamaño de las gotas por salpicaduras y recolección de vapores de líquidos condensados es tan grande como 5000 micras. Algunas nieblas son muy finas, como las de las plantas de ácido sulfúrico que la mayoría son de 10 micras o menos, en algunos equipos el 50% son del tamaño de 1 micra. En general, los atomizadores en equipos de proceso tienen un diámetro de gotas en el rango de 10 a 20 micras.

**Tabla 2-2** Tiempos de drenado y sobrealimentación.

<b>Servicios</b>	<b>Tiempo de drenado (NLL-LLL) min.</b>	<b>Tiempo de sobrealimentación (NLL-HLL) min.</b>
A. Tanque de balance de alimentación	10	5
B. Separadores		
1- alimentación a columna	5	3
2- alimentación a otro recipiente o tanque con bomba o a través de un intercambiador	5	2
sin bomba	2	1
3- Alimentación a calentador a fuego directo	10	3
C. Tanque de reflujo o acumulador de producto		
1- solo reflujo	3	2
2- reflujo y producto	*3+	*2+
*basándose el tiempo de residencia del reflujo (3 min.) más el tiempo de drenado adecuado en base al servicio específico.		
D. Fondos de columna.		
1-alimentación a otra columna	5	2
2-alimentación a un recipiente o tanque con bomba o a través de un intercambiador	5	2
Sin bomba	2	1
3- alimentación a un rehervidor a fuego directo	5-8	2-4
El tiempo de drenado se basa el vapor del rehervidor expresado como líquido (3 min.) más el tiempo de drenado adecuado en base al servicio específico.		
E. Succión de compresor y entre lavadores de gases (scrubber).	5	10
3 min entre HLL(alarma por alto nivel de líquido) y paro por alto nivel de líquido.		
F. Recipiente de separación para manejo de gas combustible alimentadas con líneas con flujos tipo bala.		20
G. recipiente separador del sistema de desfogue.	20	10

Una opinión muy frecuente es que el 95% de gotas arrastradas por la fase gaseosa pueden ser removidas en recipientes separadores de tamaño económico y en un 99% en recipientes separadores equipados con eliminadores de niebla y otras superficies sólidas donde las gotas son forzadas a chocar y coalescer. Los lavadores de gases y centrifugas de alta velocidad se acercan al 100% de gotas removidas.

El propósito del área de liberación en el recipiente es condicionar la fase gaseosa para después ser limpiado a través del eliminador de niebla. Experiencias presentan que gotas de hasta 100 micras son removidas en esta área de liberación. El eliminador de niebla no se inundara y puede trabajar removiendo gotas en un rango de diámetro de 10-100 micras.

En algunos casos especiales el recipiente separador se diseña para remover solo pequeñas cantidades de gotas que se forman debido a cambios de temperatura y/o presiones en la corriente del vapor que ya han pasado a través de recipientes separadores y mallas eliminadoras de niebla. Estos recipientes separadores son llamados comúnmente lavadores de gases, pueden diseñarse para remover gotas del orden de 500 micras sin temor a que se inunde el eliminador de niebla. Lavadores de gas combustible, lavadores de gases a succión a compresores, lavadores a la entrada de una torre de contacto, son ejemplos de aplicaciones de estos recipientes.

Los recipientes separadores para sistemas de desfogue y venteos se diseñan para contener grandes flujos a dos fases tipo bala ( el recipiente amortigua los líquidos que entran en intervalos irregulares a grandes velocidades, generalmente encontrados en flujos a dos fases) que entran de la atmósfera a través de los sistemas de venteo o de seguridad. En los sistemas de venteos, el vapor se descarga directamente a la atmósfera y es común el diseño del área de liberación del recipiente para remover gotas de 400 a 500 micras. Un eliminador de niebla no está incluido porque hay la posibilidad de se pueda tapar creando un riesgo de seguridad.

En los sistemas de desfogue donde el vapor se descarga hasta una flama, hay la posibilidad de que gotas líquidas ardientes descendan al suelo antes de consumirse. Es común diseñar la sección de liberación ( sección de sedimentación por gravedad) para que remueva gotas de 400 a 500 micras. La guía API para desfogues de refinerías indica que es adecuado para asegurar la protección contra la caída de llamas. Si se usa un eliminador de niebla, es necesario proveer un sistema de relevo por seguridad en torno del eliminador de niebla por si llega a taparse.

### **Tamaño de la gota de agua en hidrocarburos.**

Es muy difícil predecir el tamaño de la gota de agua que sedimentan en la fase de hidrocarburos, a menos que datos del laboratorio o de experiencias estén disponibles. Buenos resultados han sido obtenidos al dimensionar el recipiente con un tamaño de gotas de agua de 500 micras. Si este criterio se implementa, las emulsiones tratadas en estos recipientes saldrán con menos de un 5 a 10% de agua sin un tratamiento químico excesivo.

## Tamaño de la gota de hidrocarburo en agua.

La separación de las gotas de hidrocarburos desde el agua es más fácil ya que la viscosidad de los hidrocarburos es de 5 a 20 veces mayor que la del agua. El primer propósito del recipiente separador líquido-líquido-vapor es preparar al hidrocarburo para más tratamientos. Experiencias indican que la cantidad de hidrocarburo contenido en el agua que sale de un separador de tres fases, puede ser entre cientos y 2000mg/l. Esta agua requiere de más tratamientos. El tamaño de la gota de hidrocarburo removido desde el agua no es un criterio de gran importancia.

## 2.4 NORMAS DE DISEÑO. (Ref. 15)

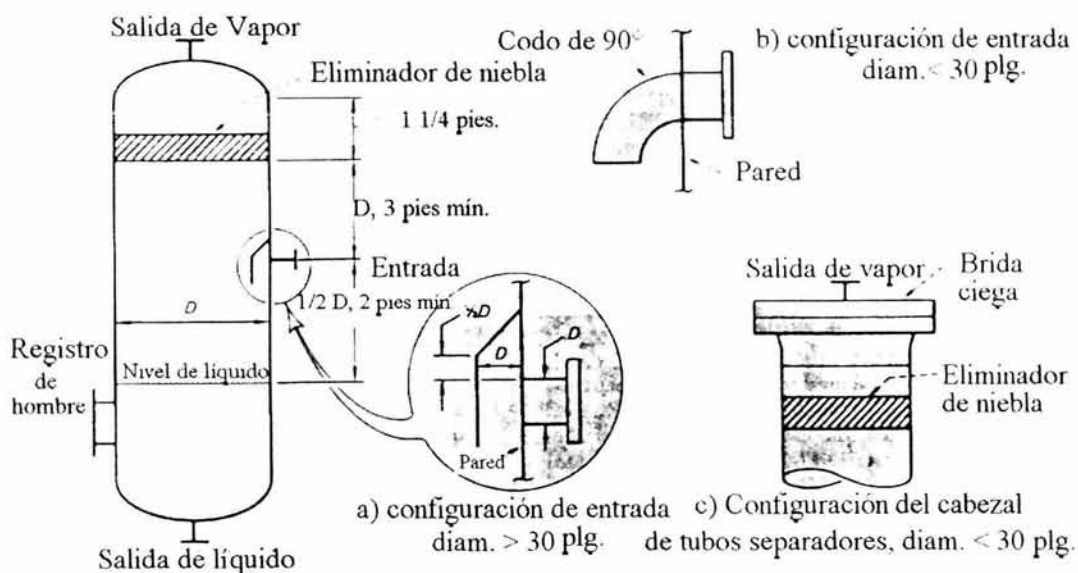
Los siguientes procedimientos son estándares para el proceso de diseño de recipientes separadores horizontales y verticales.

Un procedimiento de diseño y configuración del recipiente separador estandarizado ahorra mucho tiempo de ingeniería. El costo de fabricación de un recipiente separador es relativamente barato y sus condiciones de operación suelen ser muy rigurosas. Procedimientos sofisticados de fabricación no garantizan un óptimo diseño. En casos especiales donde se requiere que el recipiente separador sea construido con láminas con gran espesor, hay que lograr un óptimo diseño para hacerlo económico, porque el costo de ahorro de fabricación es muy significativo.

### Estándares estipulados para recipientes separadores verticales.

- ❖ La velocidad de vapor permisible  $U_G$  en un recipiente separador debe ser igual a la velocidad terminal  $U_T$ , calculada para diámetros de recipientes cercanos a 6 plg. que tienen malla eliminadora de niebla. De cualquier manera,  $U_G$  deberá tener el valor del 75% de  $U_T$  cuando el separador no está equipado con un eliminador de niebla.
- ❖ El espacio de liberación, la distancia entre cualquier alimentación y la base del eliminador de niebla (ver figura 2.1) debe ser igual al diámetro del recipiente separador. De cualquier manera, cuando el diámetro del recipiente es menos de 3 *pies*, la altura del espacio de liberación debe tener un mínimo de 3 *pies*.
- ❖ La distancia entre la boquilla de alimentación y el máximo nivel de líquido debe ser igual a la mitad del diámetro del separador o un mínimo de 2 *pies*.
- ❖ La altura entre la base de la malla eliminadora de niebla y donde empieza el cabezal superior debe ser de un mínimo de 1 ¼ *pies*. (Ver la figura 2.1)
- ❖ Los recipientes de 3 *pies* de diámetro o más, deben ser especificados con incrementos de 6 plg.. El diámetro del recipiente debe ser especificado con el diámetro interno. (I.D.) La altura del recipiente debe ser especificado con incrementos de 3 plg..

- ❖ Los separadores de diámetros de 30 plg. o más pequeños deben ser especificados como las tuberías que se encuentran comercialmente. Las dimensiones del diámetro deben ser las del diámetro exterior del tubo (O.D.). Los cabezales pueden ser bridas ciegas especificadas con el diámetro total de la brida (ver figura 2-1). La profundidad de los cabezales debe estar estandarizada.
- ❖ Las alimentaciones deben tener un arreglo interno para desviar el flujo hacia abajo. Para recipientes de diámetros mayores de 30 plg., se usará una mampara de choque pegada al tambor a la salida de la boquilla de alimentación, para recipientes con diámetros de 30 plg. o menos se usará un codo de 90° por boquilla.
- ❖ Las salidas de líquidos deberán tener mamparas antiremolinos.
- ❖ Los eliminadores de niebla deberán ser especificados con 4 plg. de espesor mínimo, densidad nominal de 9 lb/pies<sup>3</sup> y de acero inoxidable, las mallas eliminadoras de niebla envueltas en espiral no son aceptables.



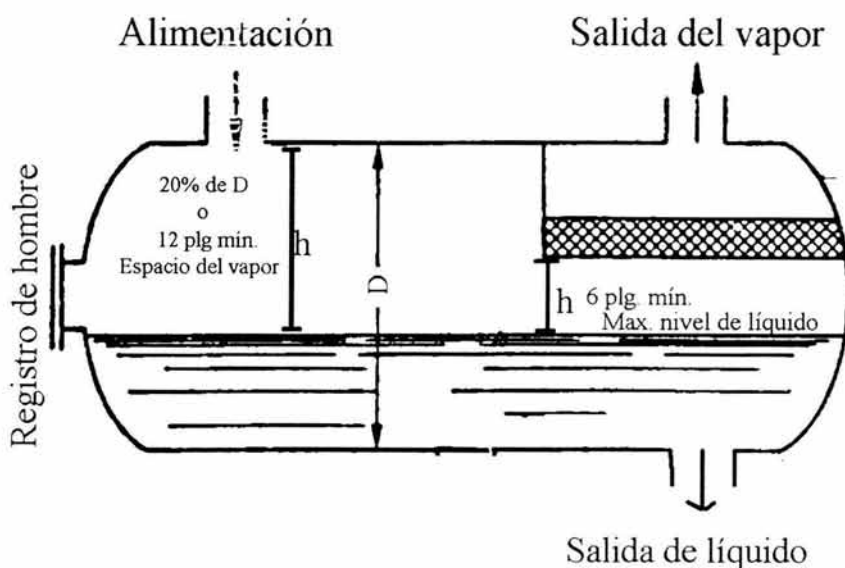
**Figura 2-1** Estándares para recipientes separadores verticales.



### Estándares para recipientes separadores horizontales.

Las siguientes especificaciones son estándares generales para el diseño de recipientes separadores horizontales.

- ❖ La mínima altura para el espacio de liberación es de 12 plg. después del máximo nivel de líquido.
- ❖ El volumen de los cabezales no deberá ser tomado en cuenta para los cálculos de dimensionamiento del recipiente.
- ❖ Las boquillas de entradas y salidas deberán ser localizadas en el tambor prácticamente cerca de los cabezales.
- ❖ Las salidas de los líquidos deberán contar con mamparas antiremolinos.



**Figura 2-2** Recipiente separador horizontal.

## 2.5 RELACIÓN OPTIMA ( $L/D$ ).

La selección del tamaño de los recipientes involucra una serie de factores que va desde el costo de fabricación hasta los requerimientos del proceso. La relación longitud-diámetro ( $L/D$ ) ha sido propuesta para minimizar los costos, esto quiere decir que esta relación es resultado de un análisis de costo de fabricación y facilidad de construcción.

La selección de un valor adecuado para la relación ( $L/D$ ) de un recipiente resulta afectada por los siguientes puntos:

- Los requerimientos de proceso son predominantes sobre los de costo, es decir, el tamaño y forma de un tanque suele fijarse por los criterios y experiencias, como tiempos de residencia, niveles de líquidos, áreas de flujo de vapor mínimas requeridas, velocidades de sedimentación, etc. Muchas veces la relación ( $L/D$ ) se fija por limitaciones del plano horizontal de distribución y por especificaciones del cliente.
- Es difícil construir y operar (problemas de mantenimiento) recipientes con diámetros inferiores a 2 pies, especialmente si se van a usar internos como mamparas coalescedores, mallas separadoras, etc.
- Las relaciones óptimas ( $L/D$ ) no tienen tanto significado en el caso de recipientes con internos complejos, como las que tienen para recipientes simples.
- Las consideraciones de costo dictan una relación ( $L/D$ ) para cualquier volumen de recipiente. Los criterios que se dan a continuación, llevan a la mayor parte de los casos prácticos a costos de diseño mínimos.
- Los criterios indican que una buena relación ( $L/D$ ) está en el rango de 1.5 a 6 y mientras más cercana al valor de 3 es mejor.
- Como los recipientes separadores están sometidos a presiones de operación, se recomienda una relación ( $L/D$ ) que se basa en las distintas presiones de operación

Tabla 2-3 Relación ( $L/D$ ). (Ref. 19)

Presión de operación del recipiente lb/plg. <sup>2</sup> (psig)	( $L/D$ )
$0 < P \leq 250$	1.5 – 3.0
$250 < P \leq 500$	3.0 – 4.0
$P > 500$	4.0 – 6.0

## CAPITULO III

### SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO

Estos recipientes separadores se utilizan para la separación de dos líquidos inmiscibles (Por ejemplo un hidrocarburo y agua) presentándose en forma de emulsión. Estos dos líquidos deben tener densidades diferentes y esencialmente libres de vapores y gases. Estos recipientes generalmente son horizontales y se operan llenos.

#### 3.1 GENERALIDADES.

Una emulsión es un sistema disperso en que las fases son líquidas, no miscibles o parcialmente miscibles. Para romper la emulsión en sus dos fases separadas, se requiere de la sedimentación así como de la coalescencia de las gotas de la fase dispersa. Las emulsiones se clasifican en varios tipos:

- **Emulsiones permanentes (estables).** Son aquellas en donde la fase dispersa las constituyen gotitas muy pequeñas del orden de 1 a 1.5 micras o menos de diámetro. Estas emulsiones pueden tardar mucho tiempo en romperse incluso años.
- **Emulsiones temporales (inestables).** Son aquellas donde la fase dispersa la constituyen gotas de un diámetro 1000 micras o mayores, estas se sedimentan a una gran velocidad.
- **Emulsiones dobles.** Son aquellas en que la fase continua se encuentra también presente en gotitas dispersas en gotas mayores de otro líquido.

Se sabe que la velocidad de sedimentación aumenta cuando las gotas son de diámetros grandes y mayor sea la diferencia de densidad y menor la viscosidad de la fase continua. La viscosidad puede ser disminuida con una elevación de la temperatura. La coalescencia es favorecida cuando la tensión interfacial es mayor, entonces la coalescencia es rápida. Algunos obstáculos para la coalescencia son los agentes tensoactivos o estabilizadores que reducen la tensión interfacial (también pueden incrementar la viscosidad superficial de las gotas) y partículas muy pequeñas de sólidos que tienden a acumularse en las interfaces del líquido y de este modo retrasan la coalescencia.

La separación líquido-líquido está dividida en dos amplias categorías de separación. La primera es definida como "separación por gravedad", en donde las dos fases líquidas inmiscibles son separadas dentro de un recipiente por la diferencia de densidades de los líquidos. El tiempo de residencia dentro en el recipiente debe ser suficiente para permitir que la separación por gravedad se lleve a cabo. La segunda categoría es definida como "separación por coalescencia", donde las pequeñas gotas de fase líquida debe ser separada o removida desde otra gran cantidad de fase líquida inmisible. Existen diferentes tipos de dispositivos coalescedores que van en el interior del recipiente como veletas y lechos de fibras.

Los recipientes horizontales tienen ventaja sobre los separadores verticales, debido a que tienen una gran área interfacial y la distancia que deben atravesar las partículas para coalescer es pequeña.

Hay dos factores que pueden evitar que dos fases líquidas se separen debido a la diferencia de densidades.

1. Si las gotas son muy pequeñas, estas pueden estar suspendidas por movimientos al azar (Brownianos) que son más grandes que los movimientos directos debido a la fuerza gravedad en partículas de menos de 0.1 micras de diámetro.
2. Las gotas pueden llevar cargas eléctricas a causa de iones disueltos. Estas cargas pueden causar que las gotas se repelan una con otra en vez de coalescer para formar grandes gotas y sedimentar por gravedad.

El efecto a causa del movimiento Browniano es generalmente pequeño y apropiado para los tratamientos químicos que generalmente neutralizan cualquier carga eléctrica, entonces la sedimentación queda en función de la gravedad y la viscosidad de acuerdo a la ley de Stokes. La velocidad de sedimentación de las esferas a través del fluido es directamente proporcional a la diferencia de densidades de la esfera y del fluido e inversamente proporcional a la viscosidad del fluido y al cuadrado del diámetro de la esfera. (gota)

Generalmente el tamaño de la gota de la fase líquida dispersa es desconocido y a veces el dimensionamiento de los recipientes separadores se basan en los tiempos de residencia de los líquidos dentro del recipiente, estos típicos tiempos de residencia para la separación líquido-líquido se dan en la tabla 3.1. Para la separación líquido-líquido se necesita de un gran tiempo de residencia y una sección tranquila de sedimentación en el recipiente. Una buena separación requiere del tiempo suficiente para obtener las condiciones de equilibrio entre las dos fases líquidas a una temperatura y presión de separación.

El tiempo de residencia de la mezcla en el recipiente está en función con las velocidades de separación, las gotas de líquido pesado descienden a través de la fase ligera y las gotas de líquido ligero deberán ascender a través de la fase pesada. Muchos sistemas trabajan satisfactoriamente con un tiempo de residencia de 30 minutos a 1 hora, pero este puede ser calculado. Después del cálculo, es razonable darle un tiempo extra para las variaciones que pueda presentar el proceso y la composición de la mezcla.

El objeto de estos recipientes es lograr una separación eficiente. En el diseño del recipiente se pueden instalar botas y mamparas, esta última proporciona volumen de residencia dentro del mismo recipiente. La bota se especifica típicamente cuando el volumen de la fase pesada no es muy considerable ( $< 15 - 20\%$  total del líquido en peso), si no es así se usará una mampara cuando el volumen sea considerable.

Los recipientes separadores sin dispositivos coalescedores no son apropiados para los siguientes casos:

- Sistemas con tendencia excesiva a la formación de espumas.
- Sistemas donde la diferencia de densidad es menor al 10% de la densidad del líquido pesado.
- Sistemas donde una de las fases está finamente dispersa y constituye menos del 2% del flujo total.

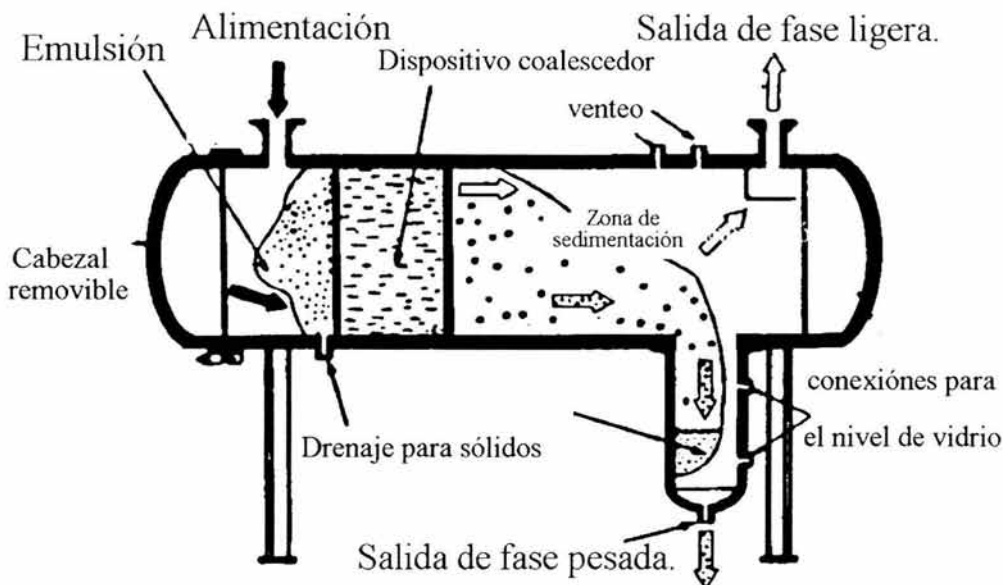


Figura 3-1. Separador líquido-líquido con bota y dispositivo coalescedor.

Tabla 3-1 Tiempos de residencia típicos para la separación líquido-líquido. (Ref. 13)

Tipo de separación	Tiempo de Residencia
Separación Hidrocarburos/Agua	
Hidrocarburos arriba de 35° API	3 a 5 min.
Hidrocarburos debajo de 35° API	
De 100° F o más.	5 a 10 min.
80° F	10 a 20 min.
60° F	20 a 30 min.
Separación Etilen glicol/ Hidrocarburos (Separación en frío)	20 a 60 min.
Separación Aminas/ Hidrocarburos	20 a 30 min.
Separación Hidrocarburos/Agua con coalescedores	
De 100° F o más.	5 a 10 min.
80° F	10 a 20 min.
60° F	20 a 30 min.
Cáustico/ propano	30 a 45 min.
Cáustico/ Gasolinas pesadas	30 a 90 min.

Los diámetros de las gotas según las características de la emulsión se pueden observar en la siguiente tabla 3-2.

**Tabla 3-2** Diámetro de las gotas según las características de la emulsión. (Ref. 13)

Características de la Emulsión	Diámetro de la gota (micras)
Líquidos libres.	200
Emulsión ligera	150
Emulsión moderada	100
Emulsión fuerte	60
Crudos de petróleos	500

### 3.2 ECUACION DE DISEÑO PARA LA SEPARACIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO POR SEDIMENTACIÓN.

La ecuación de diseño básica es la ley de Stokes, la cual es la velocidad de sedimentación de dos líquidos inmiscibles, uno es la fase ligera y el otro es la fase pesada. La deducción de esta ecuación se encuentra en el capítulo V.

$$U_T = \frac{K_S(\rho_H - \rho_L)}{\mu}$$

$$K_S = 2.06151 \cdot 10^{-5} D_p^2$$

donde:

$U_T$  = Velocidad terminal, plg./min.

$K_S$  = constante de la velocidad terminal de la ley de Stokes, (plg./min.)(cp)/(lb/pie<sup>3</sup>)

$\mu$  = viscosidad de la fase continua, cp.

$D_p$  = diámetro de la gota, micras.

$\rho_H$  = densidad de la fase pesada, lb/pie<sup>3</sup>

$\rho_L$  = densidad de la fase ligera, lb/pie<sup>3</sup>.

El valor de  $K_S$  para algunos sistemas, se encuentra en capítulo V en tabla 5-1. En la práctica,  $U_T$ , es limitada a 10 plg./min. como máximo, ya que se ha visto que las velocidades de sedimentación para aplicaciones en procesos industriales no excede de dicho valor.

### 3.3 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR LÍQ.-LÍQ. HORIZONTAL. (Ref. 13,18 y 20)

El siguiente procedimiento de dimensionamiento considera al recipiente lleno, para un diseño conservador, el volumen disponible de los cabezales es ignorado en los cálculos.

#### Procedimiento

1.- Calcular el flujo volumétrico de la fase ligera y pesada,  $Q_{LL}$  y  $Q_{HL}$ .

$$Q_{LL} = \frac{W_{LL}}{60\rho_L}, \frac{\text{pies}^3}{\text{min.}} \dots\dots\dots(3.1)$$

$$Q_{HL} = \frac{W_{HL}}{60\rho_H}, \frac{\text{pies}^3}{\text{min.}} \dots\dots\dots(3.2)$$

donde:

$W_{LL}$  = flujo másico fase ligera, lb/h.

$W_{HL}$  = flujo másico fase pesada, lb/h.

$\rho_L$  = densidad de la fase ligera, lb/pie<sup>3</sup>.

$\rho_H$  = densidad de la fase pesada. Lb/pie<sup>3</sup>.

2.- Seleccionar o calcular la constante de la velocidad terminal de la ley de Stokes con las tablas 5-1 en el capítulo V y 3-2 de este capítulo, donde se dan los valores de  $K_S$  para ciertos sistemas y el diámetro de la gotas respectivamente según las características de la emulsión.

3.- Calcular las velocidades de sedimentación para el líquido pesado saliendo de la fase ligera y el líquido ligero saliendo de la fase pesada,  $U_{HL}$  y  $U_{LH}$ .

$$U_{HL} = \frac{K_S(\rho_H - \rho_L)}{\mu_L}, \frac{\text{plg.}}{\text{min.}} \dots\dots\dots(3.3)$$

$$U_{LH} = \frac{K_S(\rho_H - \rho_L)}{\mu_H}, \frac{\text{plg.}}{\text{min.}} \dots\dots\dots(3.4)$$

Donde:

$\mu_L$  = viscosidad de la fase ligera, cp.

$\mu_H$  = Viscosidad de la fase pesada, cp.

4.- Seleccionar el tiempo de residencia,  $T_R$  en la tabla 3-1, y calcular el volumen del recipiente,  $V_R$ , con la siguiente ecuación:

$$V_R = (Q_{LL} + Q_{HL})T_R, \text{pies}^3 \dots\dots\dots(3.5)$$

Donde:

$T_R$  = Tiempo de residencia, min.

5.- Seleccionar la relación (L/D) de la tabla 2-3 del capítulo II y calcular el diámetro y el área transversal del recipiente con las siguientes ecuaciones.

$$D = \left( \frac{4V_R}{\pi \left( \frac{L}{D} \right)} \right)^{\frac{1}{3}}, \text{pies} \dots\dots\dots(3.6)$$

$$A_T = \frac{\pi D^2}{4}, \text{pies}^2 \dots\dots\dots(3.7)$$

6.- Seleccionar las alturas de las fases ligera y pesada,  $H_{LL}$  y  $H_{HL}$ , (como mínimo establecer 1ft para cada fase). Calcular el área de cada fase con la tabla 4-4 en el capítulo 4 y calcular la longitud del recipiente, L.

$$L = \frac{V_R}{A_{HL} + A_{LL}}, \text{pies} \dots\dots\dots(3.8)$$

Donde:

$A_{HL}$  = área de la fase pesada,  $\text{pies}^2$ .

$A_{LL}$  = área de la fase ligera,  $\text{pies}^2$ .

7.- Calcular el tiempo de sedimentación de las gotas de líquido pesado a través de la fase ligera,  $t_{HL}$ , y el tiempo en que ascienden las gotas de líquido ligero a través de la fase pesada,  $t_{LH}$ .

$$t_{HL} = \frac{12H_{LL}}{U_{HL}}, \text{min} \dots\dots\dots(3.9)$$

$$t_{LH} = \frac{12H_{HL}}{U_{LH}}, \text{min} \dots\dots\dots(3.10)$$



8.-Calcular los tiempos de residencia para la fase ligera y la fase pesada,  $\theta_{LL}$  y  $\theta_{HL}$ .

$$\theta_{LL} = \frac{A_{LL} L}{Q_{LL}}, \text{min} \dots\dots\dots(3.11)$$

$$\theta_{HL} = \frac{A_{HL} L}{Q_{HL}}, \text{min} \dots\dots\dots(3.12)$$

Si  $\theta_{HL} < t_{LH}$  ó  $\theta_{LL} < t_{HL}$ , entonces incrementar el tiempo de residencia,  $T_R$  en el paso 4.

9.-Calcular el  $(L/D)$ , si  $(L/D) \ll 1.5$  entonces minimizar  $D$  y si  $(L/D) \gg 6$  entonces incrementar  $D$ , hasta estar dentro del rango de 1.5 a 6.0.

10.- Seleccionar el tipo de cabezales de acuerdo en la tabla 4-5 en el capítulo IV, calcular el espesor del recipiente y de las cabezas con la tabla 4-6 del capítulo IV.

11.- Calcular el área superficial de los cabezales y el recipiente de acuerdo con la tabla 4-6.

12.- Calcular el peso aproximado de acuerdo con la tabla 4-6. El recipiente óptimo será aquel que tenga el menor peso y que cumpla con los requerimientos del proceso.

### 3.4 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR HORIZONTAL CON BOTA PARA EL LÍQUIDO PESADO.

1.- Calcular el flujo volumétrico de la fase ligera y pesada,  $Q_{LL}$  y  $Q_{HL}$ , con las ecuaciones 3.1 y 3.2.

2.- Seleccionar el tiempo de residencia recomendado para lograr la separación  $T_R$ , de la tabla 3-1 y calcular el volumen del recipiente  $V_R$ , con la siguiente ecuación:

$$V_R = Q_{LL} T_R, \text{pies}^3 \dots\dots\dots(3.13)$$

3.- Calcular el diámetro del recipiente  $D$ , y el área transversal  $A_T$ , con las ecuaciones 3.6 y 3.7.

4.- Calcular la longitud del recipiente  $L$ , con:

$$L = \frac{V_R}{A_T}, \text{pies} \dots\dots\dots(3.14)$$

5.- Seleccionar o calcular la  $K_S$  con las tablas 3-2 y 5-1. Calcular la velocidad de sedimentación del líquido pesado saliendo de la fase ligera  $U_{HL}$ , con la ecuación 3.3.

6.- Calcular el tiempo de sedimentación de la fase pesada,  $t_{HL}$ , con la siguiente ecuación:

$$t_{HL} = \frac{12(D)}{U_{HL}}, \text{min.} \dots\dots\dots(3.15)$$

Donde

D = diámetro del recipiente, pies. (mínimo 1 pie)

7.-Calcular el tiempo de residencia del líquido ligero,  $\theta_{LL}$ , con la ecuación 3.11. Si  $\theta_{LL} < t_{HL}$ , entonces incrementar la longitud del recipiente con la siguiente ecuación:

$$L = \frac{t_{HL} Q_{LL}}{A_T}, \text{pies.} \dots\dots\dots(3.16)$$

8.-Calcular la relación (L/D), si (L/D) << 1.5 entonces minimizar D y si (L/D) >> 6 entonces incrementar D, hasta estar dentro del rango de 1.5 a 6.0.

9.- Seleccionar el tipo de cabezales de acuerdo en la tabla 4-5 del capítulo 4, calcular el espesor del recipiente y de los cabezales con la tabla 4-6.

10.- Calcular el área superficial de los cabezales y del recipiente con la tabla 4-6.

11.- Calcular el peso aproximado de acuerdo con la tabla 4-6. El recipiente óptimo será aquel que tenga el menor peso y que cumpla con los requerimientos del proceso

12.- Dimensionamiento de la bota para el líquido pesado. Con el recipiente óptimo, establecer la altura de la fase pesada,  $H_{HL}$ , (mínimo 1 pie) y calcular la velocidad con que sale el líquido ligero de la fase pesada,  $U_{LH}$ , con la ecuación 3.4.

13.- Establecer que la velocidad de sedimentación en la bota  $U_B$  es:

$$U_B = 0.75U_{LH}, \frac{\text{plg.}}{\text{min.}} \dots\dots\dots(3.17)$$

14.- Calcular el diámetro de la bota,  $D_B$ , con la siguiente ecuación:

$$D_B = \sqrt{\frac{4 * 12 Q_{HL}}{\pi U_B}}, \text{pies} \dots\dots\dots(3.18)$$

15.- Calcular el tiempo en que asciende el líquido ligero fuera de la fase pesada,  $t_{LH}$ , con la ecuación 3.10.

16.- Calcular el tiempo de residencia del líquido pesado con:

$$\theta_{HL} = \frac{\pi D_b H_{HL}}{4Q_{HL}}, \text{ min} \dots \dots \dots (3.19)$$

Si  $\theta_{HL} < t_{LH}$ , entonces incrementar el diámetro de la bota. A la altura calculada de la fase pesada agregar 6 plg. mínimo para que la interfase líquido-líquido quede dentro de la bota.

### 3.5 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR HORIZONTAL CON MAMPARA.

Este recipiente consta de dos compartimientos, uno sirve para la separación líquido-líquido y el otro le da un cierto tiempo de drenado y sobrealimentación a la fase ligera que se desborda de la mampara dentro del recipiente.

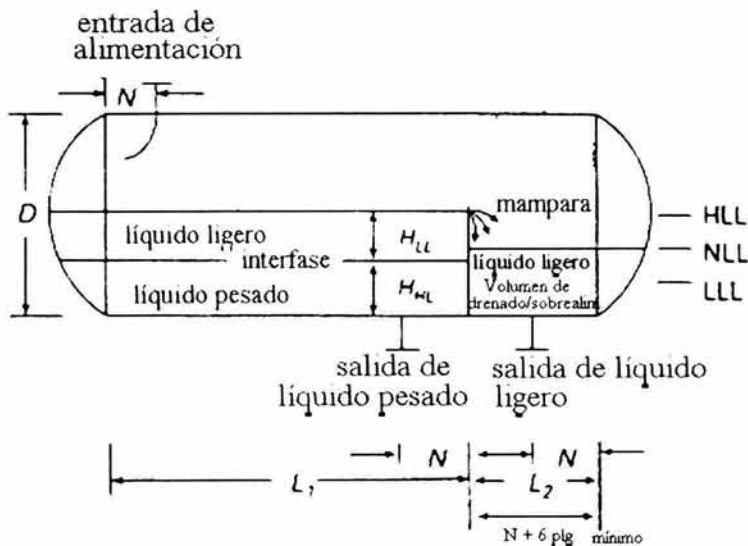


Figura 3.2 Separador horizontal con mampara.

Nota : En esta figura  $N$  es la distancia entre la línea central de la boquilla y donde empieza el cabezal.

#### Procedimiento de cálculo.

1.- Calcular los flujos volumétricos de las fases líquidas ligera y pesada,  $Q_{LL}$ ,  $Q_{HL}$ , con las ecuaciones, 3.1 y 3.2 respectivamente.

2.- Seleccionar el tiempo de drenado y sobrealimentación en la tabla 2-3 del capítulo 2 y calcular su volumen,  $V_H$  y  $V_S$ , con las siguientes ecuaciones ( a menos que los tiempos estén especificados).

$$V_H = T_H Q_{LL}, \text{ pies}^3 \dots\dots\dots(3.20)$$

$$V_S = T_S Q_{LL}, \text{ pies}^3 \dots\dots\dots(3.21)$$

3.- Seleccionar el L/D de la tabla 2-3 del capítulo II y comenzar a calcular el diámetro del recipiente de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$D = \left[ \frac{16(V_H + V_S)}{0.6\pi \left(\frac{L}{D}\right)} \right]^{\frac{1}{3}}, \text{ pies} \dots\dots\dots(3.22)$$

Ahora calcular el área transversal total  $A_T$ , usando la ecuación 3.7.

4.- Calcular el nivel mínimo de líquido ( $H_{LLL}$ ) en el compartimiento de líquido ligero usando la tabla 4-2 o la siguiente ecuación:

$$H_{LLL} = 0.5D + 7 \dots\dots\dots(3.23)$$

Donde D en pies. y  $H_{LLL}$  en plg.. (Redondear a la siguiente pulgada). Si  $D \leq 4.0$  pies, entonces  $H_{LLL} = 9$  plg. Usando  $H_{LLL}/D$  en la tabla 4-4 en el capítulo IV, calcular el area del nivel mínimo de líquido  $A_{LLL}$ .

5.- Establecer que la altura de la mampara con  $H_W = 0.8D$ , si  $H_W < 2$  pies, entonces incrementar D, y repetir los cálculos desde el paso 3.

6.- Calcular la mínima longitud del compartimiento del líquido ligero para acomodar el volumen de drenado y sobrealimentación  $L_2$ . Ver la figura 3.2.

$$L_2 = \frac{V_H + V_S}{A_T 0.8 - A_{LLL}}, \text{ pies} \dots\dots\dots(3.24)$$

redondear al siguiente 1/2 pie. El valor mínimo de  $L_2$  es:  $L_2 = d_N + 12$  plg. Donde  $d_N$  es el diámetro de la boquilla en plg.

7.- Establecer la altura de la interfase  $H_W/2$ , obteniendo las alturas de las fases ligera y pesada,  $H_{LL}$  y  $H_{HL}$ .

8.- Para la separación por sedimentación de los líquidos en el compartimiento, calcular el área transversal de la sección del líquido pesado, usando  $H_{HL}/D$  en la tabla 4-5 del capítulo IV y calcular el área transversal de la sección de líquido ligero con la siguiente ecuación:

$$A_{LL} = A_r 0.8 - A_{HL} \dots\dots\dots(3.25)$$

9.- Calcular la velocidad de sedimentación del líquido pesado saliendo de la fase ligera,  $U_{HL}$  y el líquido ligero saliendo de la fase pesada  $U_{LH}$ , usando las ecuaciones 3.3 y 3.4 (encontrar el  $K_S$  en la tabla 5-1 del capítulo V o calcularla con el tamaño de la gota según las características de la emulsión en la tabla 3-2).

10.- Calcular el tiempo de sedimentación del líquido pesado saliendo de la fase ligera y el líquido ligero saliendo de la fase pesada,  $t_{HL}$  y  $t_{LH}$ , con las ecuaciones 3.9 y 3.10.

11.- Calcular la mínima longitud de  $L_1$  (Ver la figura 3-2) para facilitar la separación líquido-líquido. Escoger el valor de  $L_1$  mayor con las siguientes ecuaciones.

$$L_1 = \left( \frac{t_{LH} Q_{HL}}{A_{HL}} \right), \text{pies} \dots\dots\dots(3.26)$$

$$L_1 = \left( \frac{t_{LH} Q_{LL}}{A_{LL}} \right), \text{pies}$$

Redondear a los siguientes ½ pie.

12.- Calcular los tiempos de residencia de las fases ligera y pesada:

$$\theta_{HL} = \frac{A_{HL} L_1}{Q_{HL}} \dots\dots\dots(3.27)$$

$$\theta_{LL} = \frac{A_{LL} L_1}{Q_{LL}} \dots\dots\dots(3.28)$$

Si  $\theta_{HL} < t_{LH}$  ó  $\theta_{LL} < t_{HL}$ , entonces incrementar  $L_1$ .

13.- Calcular  $L$ :

$$L = L_1 + L_2 \dots\dots\dots(3.29)$$

14.- Calcular la relación  $L/D$ . Si  $L/D \ll 1.5$ , entonces reducir  $D$  (a menos que esté alrededor del mínimo) y repetir los cálculos. Si  $L/D \gg 6.0$ , entonces aumentar  $D$  y repetir los cálculos..

15.- Seleccionar el tipo de cabezales con la tabla 4-5 del capítulo IV y calcular el espesor del tambor y de los cabezales con la tabla 4-6 del capítulo IV.

16.- Calcular la superficie del tambor y de los cabezales de acuerdo a la tabla 4-6.

17.- Calcular el peso aproximado del recipiente de acuerdo a la tabla 4-6.

18.- Aumentar o disminuir el diámetro del recipiente en incrementos de 6 plg. hasta que  $L/D$  esté en el rango de 1.5 a 6.0.

19.- Con el diseño óptimo ( mínimo peso). Calcular los niveles normal ( $H_{NLL}$ ) y máximo ( $H_{HLL}$ ) de líquido.

$$H_{HLL} = 0.8D \dots\dots\dots(3.30)$$

$$A_{NLL} = A_{LLL} + \frac{V_H}{L_2} \dots\dots\dots(3.31)$$

Obtener  $H_{NLL}$ , usando la tabla 4-4 con  $A_{NLL}/A_T$ .

### 3.5 DISPOSITIVOS COALESCEDORES.

La separación de las fases líquidas puede ser reforzada acortando el trayecto que necesitan las gotas para coalescer o incrementando el diámetro de ellas. Ambos efectos son logrados forzando al flujo pasar a entre placas coalescedoras, placas paralelas o a través de lechos empacados y paquetes de fibras. Los materiales deben ser mojados por fase dispersa y ser preferentemente ásperos. Las gotas pequeñas chocarán con las superficies y aumentaran de diámetro por la adición de mas gotas que chocarán y coalescerán. La unión de gotitas puede inducirse eléctricamente, este proceso se usa ampliamente para la precipitación de salmuera en el crudo de petróleo.

## CAPITULO IV

### RECIPIENTES SEPARADORES LÍQUIDO-VAPOR.

Los recipientes separadores líquido-vapor, son de los equipos de proceso más comunes. Pocos artículos técnicos se han escrito sobre el diseño de recipientes separadores líquido-vapor y la mayoría de la información se encuentra solo en corporaciones dedicadas al diseño de equipos de ingeniería de proceso por ejemplo la American Petroleum Institute (API) y la Gas Processor Association (GPSA). Las ecuaciones básicas para dimensionar son conocidas, sin embargo, existe una selección de parámetros y criterios usados en estas ecuaciones.

#### 4.1 TIPOS DE RECIPIENTES SEPARADORES LÍQUIDO-VAPOR.

Los separadores líquido-vapor pueden ser horizontales o verticales. En algunos casos es necesario comparar el diseño óptimo de ambos casos para determinar cual es el más económico y que cubra los requerimientos del proceso.

Los separadores pueden ser diseñados con o sin mallas eliminadoras de niebla y pueden además tener mamparas de choque u algún otro dispositivo. Algunos separadores tienen patentado las partes internas del recipiente para choque o sedimentación. Los separadores verticales son preferidos para separar líquidos de mezclas con una alta relación vapor/líquido mientras que los separadores horizontales son preferidos para separar vapor de mezclas con una baja relación vapor/líquido. ( Ref. 19)

##### **Separador horizontal**

En la figura 4-1 se muestra un separador horizontal. La corriente entra al separador y choca contra una mampara de choque causando así un cambio brusco en los momentum del vapor y del líquido, aquí es primera separación líquido-vapor que ocurre bruscamente. La fuerza de gravedad causa que las gotas de líquido descendan fuera de la corriente de vapor hacia el fondo del recipiente en donde es recolectado.

Esta sección de recolección de líquido provee de un tiempo de residencia requerido para permitir salir el vapor o el gas fuera de la fase líquida y ascender hacia el espacio del vapor. Además también provee de un volumen de sobrealimentación que es necesario para controlar los intermitentes flujos tipo bala. (Slug)

El líquido recolectado se descarga del recipiente a través de una válvula y es regulado por un control de nivel. El control de nivel detecta los cambios en el nivel del líquido y por consiguiente controla la válvula de descarga.

La corriente gaseosa fluye fuera de la mampara de choque hacia el área de liberación que se encuentra por encima de la sección de recolección de líquido. Pequeñas gotas de líquido son arrastradas en la corriente gaseosa que no pudieron ser separadas por la mampara de choque, en esta sección las gotas son separadas por gravedad y descenden hasta la interfase líquido-vapor.

Algunas de las gotas son de diámetros muy pequeños que no son fácilmente separadas en esta sección de sedimentación. Antes de que salga el vapor del recipiente se pasa a través de una sección de coalescencia o un eliminador de niebla. Esta sección usa elementos como veletas, mallas eliminadoras de niebla o platos coalescedores, para remover las pequeñas gotas de líquido en una final separación antes de que salga del recipiente.

La presión en el separador se mantiene por un controlador de presión. El controlador de presión detecta los cambios en la presión en el separador y envía una señal para abrir o cerrar la válvula de control de presión para así controlar la cantidad que sale de vapor de la sección de separación del recipiente, la presión en el recipiente es así mantenida. Normalmente, los separadores horizontales son operados medio llenos de líquido para maximizar el área superficial de la interfase líquido-vapor.

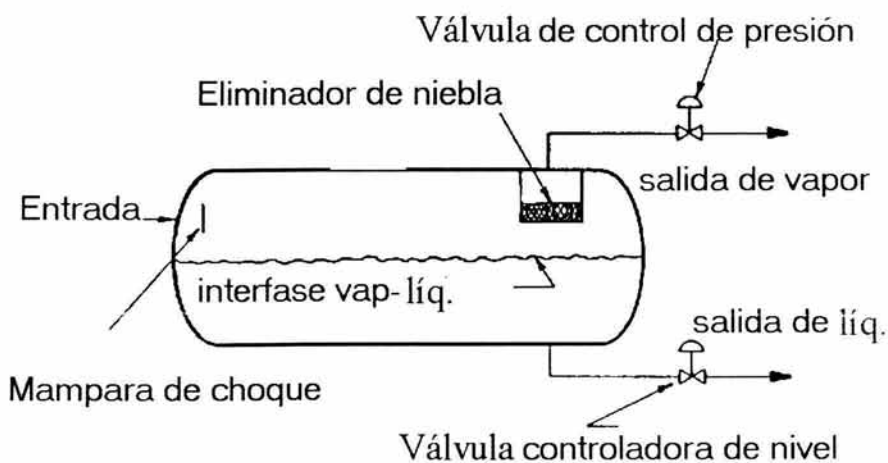


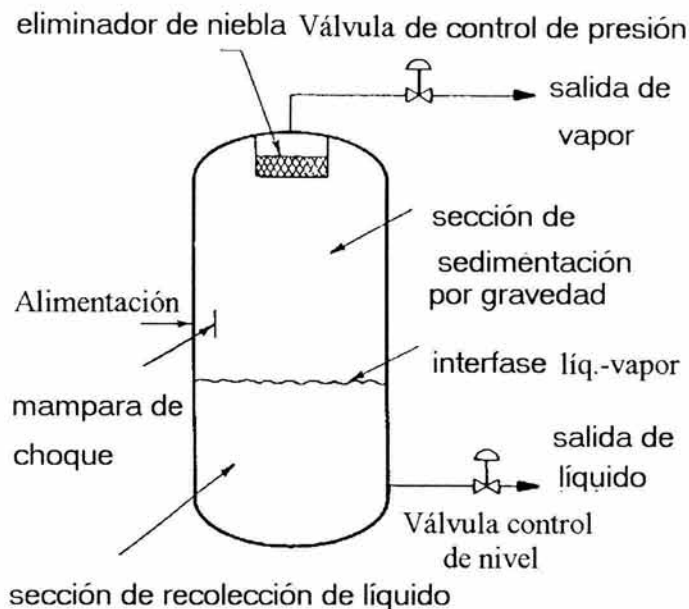
Figura 4-1 Separador horizontal.

### Separador vertical

En la figura 4-2 se observa un separador vertical; en esta configuración, la corriente entra a través de un lado del recipiente. Como en el separador horizontal, la primera separación se provoca a la entrada por un brusco choque contra la mampara de choque; el líquido cae hacia la sección de recolección de líquido del recipiente. El líquido continua descendiendo a través de esta sección hasta la salida del líquido. Cuando el líquido alcanza el equilibrio, las burbujas de vapor o gas fluyen en dirección contraria a la del líquido y eventualmente emigran hacia el espacio del vapor. El control de nivel y la válvula de descarga del líquido opera de la misma forma como en el separador horizontal.

El vapor fluye sobre la mampara de choque y entonces asciende hacia la salida del vapor. En la sección de sedimentación por gravedad, las gotas de líquido descienden verticalmente en contra del flujo de vapor. El vapor pasa a través de la sección eliminadora de niebla antes de salir del recipiente. El nivel de líquido y la presión se mantienen como en el separador horizontal.





**Figura 4-2** Separador vertical.

#### Separadores esféricos. (Ref 5 y 13)

El separador esférico es un caso especial de separador vertical donde no hay parte cilíndrica entre los dos cabezales.

Estos separadores son ocasionalmente usados para servicios a altas presiones, donde un tamaño deseado es compacto y donde los volúmenes de líquido son pequeños. Estos pueden ser los más eficientes para soportar altas presiones, sin embargo tiene capacidad limitada de volumen de sobrealimentación por lo que no son generalmente usados para la refinación del petróleo. En la figura 4-3 se observan ejemplos de separadores esféricos, las mismas cuatro secciones se encuentran en este recipiente.

Los factores considerados para la selección de un separador esférico son:

- ✓ Son compactos
- ✓ Capacidad limitada de volumen sobrealimentación.
- ✓ Su fabricación es difícil y costosa.
- ✓ Mínima cantidad de material de construcción para altas presiones de operación.

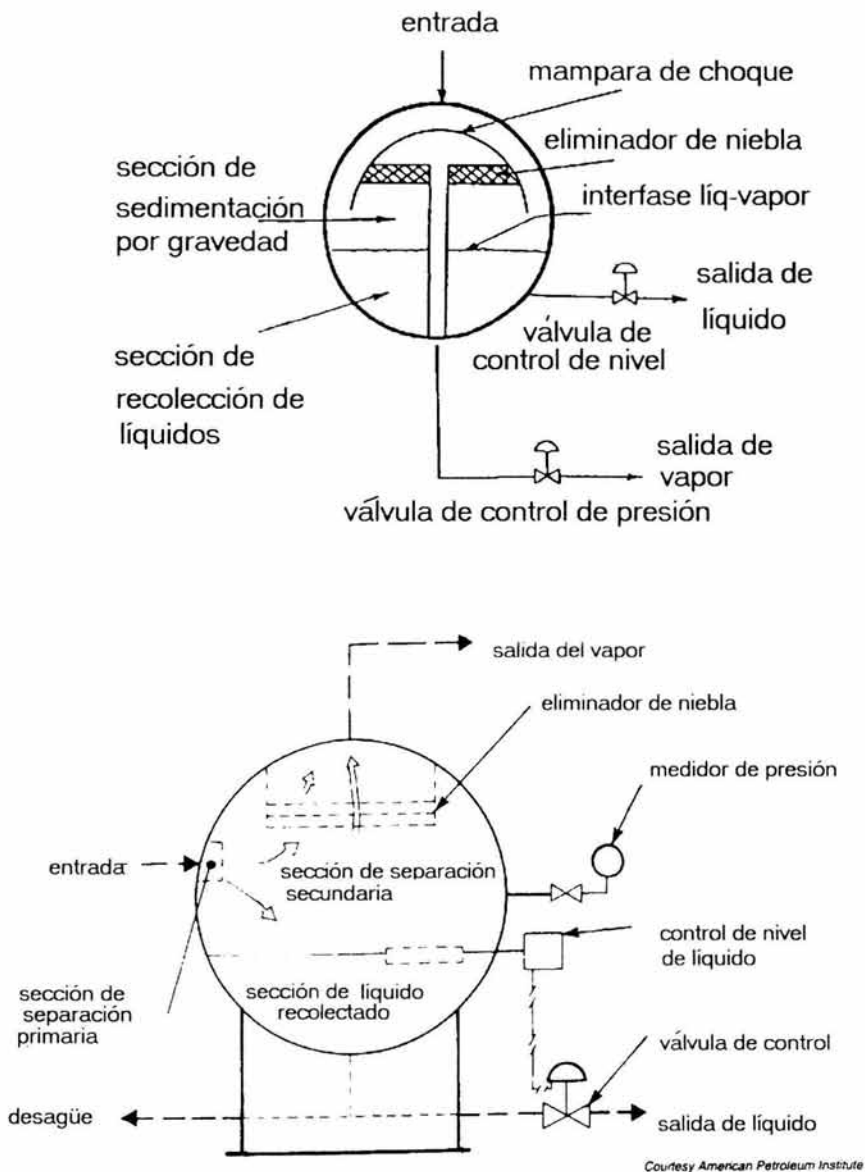


Figura 4-3 Recipientes esféricos.

#### **4.2 FACTORES PARA LA SELECCIÓN DE UN RECIPIENTE HORIZONTAL O VERTICAL. (Ref 13)**

- ¿Qué tipo de materiales extraños puede llevar la corriente (arena, productos corrosivos, lodos, etc.)?
- ¿Cuanto espacio ocupa el equipo sobre el plano horizontal (espacio de la planta)?
- ¿El recipiente es muy alto, puede haber problemas al transportarlo?
- ¿Existe suficiente área interfacial para separar tres fases (por ejemplo gas/hidrocarburo líquido/glycol líquido)?
- ¿Tiene la posibilidad de enchaquetarse para calentamiento o incorporar, si requiere una boquilla antiarena?
- ¿Cuanta área superficial esta disponible para la desgasificación de un líquido?
- ¿Tiene el volumen necesario para grandes retenciones de líquido?
- ¿Tiene la posibilidad de controlar corrientes con fluctuaciones sin haber grandes cambios en el nivel del líquido?

#### **4.3 SELECCIÓN DE RECIPIENTES SEPARADORES, HORIZONTAL VS. VERTICAL**

Los separadores horizontales son normalmente los más eficientes en manejar grandes volúmenes de fase gaseosa. En la sección de sedimentación por gravedad del recipiente, las gotas de líquido descienden perpendicularmente al flujo de la fase gaseosa entonces, es más fácil establecer la salida de las gotas de la fase continua. También el área interfacial es más grande en los separadores horizontales que en los verticales, por lo que es más fácil para las burbujas de gas salir de la fase líquida para alcanzar el espacio de la fase gaseosa.

Así, en un proceso de separación líquido-vapor sin materiales extraños que puedan sedimentar (arena, lodos, etc.) el separador horizontal es el preferido; sin embargo, estos tienen las siguientes desventajas que pueden conducir a la preferencia de un separador vertical en ciertas situaciones.

- 1) Los separadores horizontales no son buenos para manejar sólidos como los recipientes verticales. En el recipiente vertical los sólidos se depositan en el fondo del cabezal, estos pueden fluir hacia el siguiente equipo de proceso. Como una alternativa, un desagüe puede colocarse en este lugar para que los sólidos puedan ser drenados periódicamente mientras que el nivel de líquido aumenta insignificadamente en el recipiente.

En un recipiente horizontal es necesario tener varios lugares distintos para drenar a lo largo del recipiente. Para drenar los sólidos, el recipiente deberá estar inclinado con un ángulo de reposo de 45° a 60°, el drenado debe hacerse en intervalos de tiempos muy cerrados. Para prolongar la distancia entre los drenes, se provee de boquillas antiarena cerca de los drenes para fluidizar los sólidos mientras los drenes están en operación, estos son costosos y son solamente garantizados exitosamente en algunas operaciones de campo.

- 2) Los recipientes horizontales requieren de más espacio en el plano horizontal de la planta para trabajar que un recipiente vertical. Aunque esto no es de gran importancia cuando la localización de la planta es en tierra firme, pero de gran importancia en las plataformas marinas.
- 3) Los recipientes horizontales tienen menos capacidad para contener sobrealimentaciones de líquido. Para un cambio en la elevación del nivel de líquido, en el recipiente horizontal se observa un gran incremento en el volumen del líquido comparándolo con un recipiente vertical. En un recipiente horizontal, una repentina elevación de nivel de líquido causa algún paro por nivel alto ya que el dispositivo es localizado cerca del nivel normal de operación. En un recipiente vertical el dispositivo de paro está localizado en un lugar más alto permitiendo al control de nivel y a la válvula de descarga más tiempo para reaccionar contra la sobrealimentación. Además, en un recipiente horizontal el flujo tipo bala puede provocar ondas internas que pueden activar al sensor de alto nivel.

Se deben señalar algunas desventajas de los recipientes verticales que no son relacionadas con el proceso y deben ser consideradas para la selección.

- 1) Puede ser difícil dar mantenimiento a la válvula de relevo y algunos controles sin escaleras especiales y plataformas.
- 2) El recipiente por ser alto puede tener problemas al ser transportado.

En general, los recipientes horizontales son los más económicos para separaciones normales de hidrocarburos-gases, particularmente puede haber problemas con emulsiones, espumas y altas cantidades de líquido-vapor. Los recipientes verticales trabajan más eficientemente en aplicaciones como lavadores de gases donde solamente niebla es removida del gas.

#### **4.4 SEPARADORES VERTICALES. (Ref. 5 y 13)**

Los separadores verticales se usan generalmente para altas relaciones vapor-líquido o cuando el volumen total de líquidos es bajo. Estos recipientes tienen la capacidad de controlar flujos tipo bala que solo implica un incremento de en la elevación del nivel de líquido en el recipiente. El control del nivel no es crítico y los niveles de líquido pueden tener fluctuaciones de varias pulgadas sin que afecte la eficiencia de la operación. Los eliminadores de niebla pueden reducir significativamente el diámetro requerido para un separador vertical.

Como un ejemplo de separador vertical, se considera que esta a la succión de un compresor. Para este servicio el separador vertical ofrece las siguientes características:

- No necesita un volumen significativo de residencia de líquidos.
- El nivel de líquido responde rápidamente para cualquier líquido que entre. Así de esta manera se hace sonar la alarma de alto nivel o el paro total..
- El separador ocupa una pequeña cantidad de espacio horizontal de la planta.

Para los separadores verticales, el espacio de sedimentación por gravedad (área de liberación) es el área transversal total del recipiente de manera que el diámetro se calcula con la siguiente ecuación:

$$D_{LG} = \frac{4Q_G}{\pi U_G} \dots\dots\dots(4.1)$$

Donde:

$D_{LG}$  = diámetro requerido para la liberación de la fase gaseosa, pies.

$Q_G$  = flujo volumétrico de la fase gaseosa, pies<sup>3</sup>/ s.

$U_G$  = velocidad de la fase gaseosa pies/s.

Técnicamente,  $D_{LG}$  es el diámetro del eliminador de niebla y el diámetro interno del recipiente, el eliminador de niebla debe ser amplio y delgado, así de esta manera se instalará dentro del recipiente.

Típicamente, el valor de  $D_{LG}$  calculado es arriba de seis plg. Este cálculo se toma como el diámetro requerido del recipiente  $D$ , y con este diámetro se calcula el área transversal  $A$ . El siguiente paso en el dimensionamiento del separador vertical es la determinación de la altura del separador, la altura total está constituida por secciones como se muestra en la figura 4-4. La altura del separador se calcula por adiciones de alturas de cada una de las secciones. Así:

$$H_T = H_{LLL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D \dots\dots\dots(4.2)$$

Donde:

$H_T$  = altura total del recipiente sin cabezales.

$H_{LLL}$  = altura del nivel mínimo de líquido.

$H_H$  = altura del volumen de drenado.

$H_S$  = altura del volumen de sobrealimentación.

$H_{LIN}$  = altura entre el nivel máximo de líquido hasta la línea central de la boquilla de alimentación.

$H_D$  = altura para la liberación de la fase gaseosa.

Si se utiliza un eliminador de niebla se deben adicionar más alturas como se muestra en la figura 4-4. Los cálculos del diámetro y las alturas son detallados mas adelante.

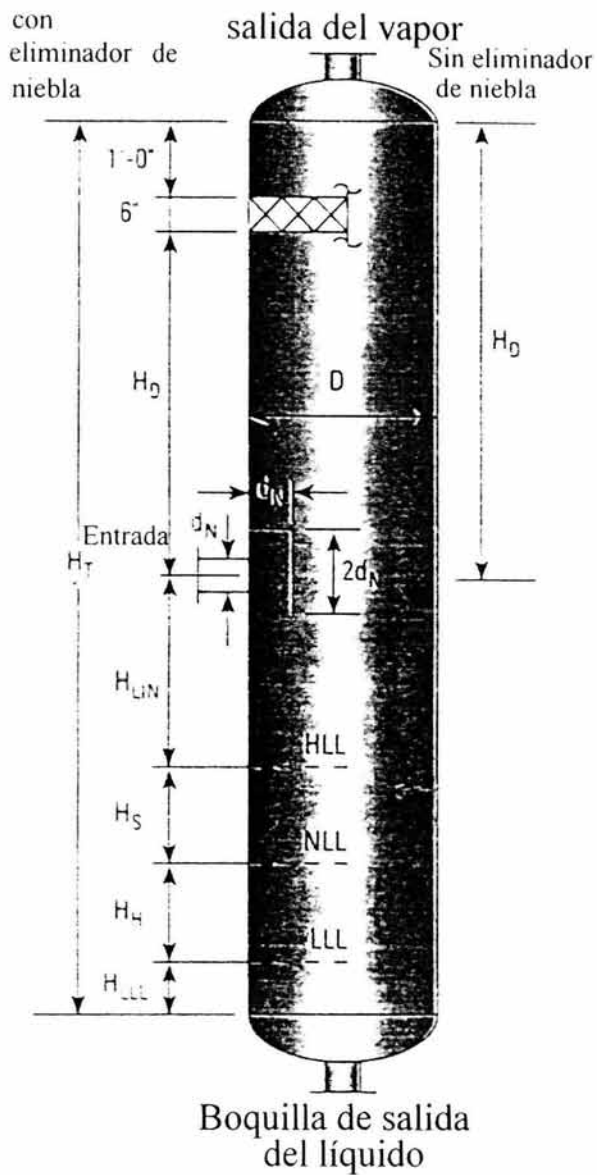


Figura 4-4 Alturas de las secciones de un separador vertical.

#### 4.5 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR VERTICAL. (Ref. 19)

El siguiente procedimiento de diseño es el resultado de la revisión de la literatura y de manuales industriales de diseño. Este procedimiento de dimensionamiento incorpora la optimización del diámetro y la longitud para minimizar el peso del recipiente. Para un diseño conservador, el volumen disponible de los cabezales se ignora en los cálculos.

1.- Calcular la velocidad terminal de la fase gaseosa con la ecuación de Sauters-Brown (ref. 19)

$$U_T = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \text{ pies/s} \dots\dots\dots(4.3)$$

Donde :

$U_T$  = velocidad terminal de la fase gaseosa, pies/s.

$K$  = constante de la velocidad terminal, pies/s.

Estableciendo que la velocidad de la fase gaseosa  $U_G = 0.75 U_T$ , para un diseño conservador. Calcular  $K$  de la siguiente tabla:

**Tabla 4-1** Valores de  $K$  para la ecuación de Sauters-Brown. (Ref 13 y 19)

<b>York Demister (con eliminador de niebla)</b>	
$1 \leq P \leq 15$	$K = 0.181 + 0.0029P + 0.0460 \ln P$
$15 \leq P \leq 40$	$K = 0.35$
$40 \leq P \leq 5500$	$K = 0.430 - 0.023 \ln P$
Donde $P$ en lb/plg <sup>2</sup> absolutas (psia)	
<b>Gas processors suppliers' Association</b>	
$0 \leq P \leq 1500$	$K = 0.35 - 0.0001 (P - 100)$
Donde $P$ en lb/plg <sup>2</sup> (psig)	
<ul style="list-style-type: none"> <li>La mayoría de los vapores al vacío</li> </ul>	$K = 0.20$
<ul style="list-style-type: none"> <li>Evaporadores de sales y cáusticos.</li> </ul>	$K = 0.15$
<ul style="list-style-type: none"> <li>Para soluciones de glicoles y aminas</li> </ul>	Multiplicar $K$ por un valor entre 0.6 a 0.8
<ul style="list-style-type: none"> <li>Para recipientes verticales y horizontales sin eliminador de niebla</li> </ul>	Dividir $K$ entre 2
<ul style="list-style-type: none"> <li>Para lavadores de gases a la succión de compresores, lavadores de gases para tamizado molecular y separadores con entrada de expansión</li> </ul>	Multiplicar $K$ por un valor entre 0.7 a 0.8
<b>"Sin eliminador de niebla" (teórico)</b>	
$K = \sqrt{\frac{4gD_p}{3C_D}}$	
$C_D = \exp(Y)$	
$Y = 8.411 - 2.243X + 0.273X^2 - 1.865 \cdot 10^{-3}X^3 + 5.201 \cdot 10^{-4}X^4$	Donde $D_p$ en pies.
$X = \ln \left( \frac{0.95 \cdot 10^8 \rho_G D_p^3 (\rho_L - \rho_G)}{\mu_G^2} \right)$	Nota: 1 micra = $3.28084 \cdot 10^{-6}$ pies

2.- Calcular el flujo volumétrico de la fase gaseosa  $Q_G$ .

$$Q_G = \frac{W_G}{3600(\rho_G)}, \text{ pies}^3/\text{s} \dots\dots\dots(4.4)$$

3.- Calcular el diámetro interno del recipiente.

$$D_{LG} = \frac{4Q_G}{\pi U_G}, \text{ pies} \dots\dots\dots(4.1)$$

Si lleva el separador malla eliminadora de niebla se adicionarán de 3 a 6 pulgadas a  $D_{LG}$  para colocar un anillo soporte y redondear hacia las siguientes 6 pulgadas para obtener  $D$ . Si el separador no lleva eliminador de niebla  $D = D_{LG}$ .

4.- Cálculo del flujo volumétrico del líquido.

$$Q_L = \frac{W_L}{60(\rho_L)}, \text{ pies}^3/\text{min} \dots\dots\dots(4.5)$$

5.- Seleccionar el tiempo de drenado de la tabla 2-3 del capítulo II y calcular el volumen de drenado.

$$V_H = (T_H)(Q_L), \text{ pies}^3 \dots\dots\dots(4.6)$$

6.- Si el tiempo de sobrealimentación no es especificado, seleccionar el tiempo de la tabla 2-3 y calcule el volumen de sobrealimentación.

$$V_S = (T_S)(Q_L), \text{ pies}^3 \dots\dots\dots(4.7)$$

7.- Obtener la altura del nivel mínimo de líquido  $H_{LLL}$  de la siguiente tabla:

**Tabla 4-2** Altura del nivel mínimo de líquido (Ref 19)

Diámetro del recipiente, (plg.)	Vertical $LLL$ , (plg.) P < 300 Psia	Vertical $LLL$ , (plg.) P > 300 Psia	Horizontal, $LLL$ (plg.)
$D \leq 4$	15	6	9
6	15	6	10
8	15	6	11
10	6	6	12
12	6	6	13
16	6	6	15



8.- Calcular la altura entre el nivel mínimo y el nivel normal de líquido.

$$H_H = \frac{V_H}{\left(\frac{\pi}{4}\right)D^2}, \text{ pies} \dots\dots\dots(4.8)$$

Nota: 1 pie como mínimo.

9.- Calcular la altura desde el nivel normal hasta el nivel máximo de líquido (o alarma de alto nivel).

$$H_S = \frac{V_S}{\left(\frac{\pi}{4}\right)D^2}, \text{ pies} \dots\dots\dots(4.9)$$

Nota: 6 plg. como mínimo.

10.- Calcular la altura entre el nivel máximo de líquido y la línea central de la boquilla de alimentación.

$$H_{LIN} = 12 + d_N, \text{ plg. (con mampara de choque a la entrada)} \dots\dots\dots(4.10a)$$

$$H_{LIN} = 12 + \frac{1}{2}d_N, \text{ plg. (sin mampara de choque)} \dots\dots\dots(4.10b)$$

Nota: El diámetro de la boquilla de alimentación  $d_N$ , se calcula con las ecuaciones de la tabla 4-3.

11.- Calcular la altura de la sección de sedimentación por gravedad (área de liberación), desde la línea central de la boquilla de entrada hasta:

- a) Si no se usa eliminador de niebla, donde empieza el cabezal superior del recipiente.
- b) La base de la malla eliminadora de niebla.

$$H_D = 0.5D_{LG}, \text{ pies} \dots\dots\dots(4.11)$$

O calcular la mínima altura con las siguientes ecuaciones:

$$H_D = 36 + \frac{1}{2}d_N, \text{ plg. (sin eliminador de niebla)}$$

$$H_D = 24 + \frac{1}{2}d_N, \text{ plg. (con eliminador de niebla)}$$

**Tabla 4-3** Dimensionamiento de la boquilla de alimentación. (Ref. 19)

$d_N \geq \left( \frac{4Q_M}{60\pi \rho_M} \right)^{1/2}, \text{pies}$
$\rho_M = \rho_L \lambda + \rho_G (1 - \lambda) = \frac{\text{lb}}{\text{pies}^3}$
$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G}$
$Q_M = Q_L + Q_G = \frac{\text{pies}^3}{s}$
$\left( \frac{Q_M}{\left( \frac{\pi}{4} \right) d_N^2} \right) = U_M \leq \left( \frac{60}{\rho_M} \right) = \frac{\text{pies}}{s}$

12.- Si se usa eliminador de niebla, tomar 6 plg. de altura para el eliminador de niebla y tomar 1 pie desde la parte alta del eliminador hasta donde empieza el cabezal superior del recipiente.

13.- Calcular la altura total del recipiente  $H_T$ .

$$H_T = H_{LLL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D + H_{ME} = \text{pies} \dots\dots\dots(4.12)$$

Donde  $H_{ME}$  es la altura determinada en el paso 12; si no se usa eliminador de niebla  $H_{ME} = 0$ .

**4.6 SEPARADORES HORIZONTALES.** (Ref. 5,13 y 19)

Los separadores horizontales son los más eficientes cuando hay grandes volúmenes de líquidos y grandes cantidades de gases disueltos presentes en el líquido. La gran área superficial del líquido en esta configuración provee de optimas condiciones para liberar el gas atrapado. Para incrementar su capacidad para contener flujos tipo bala, se obtiene a través de cortos tiempos de tiempos de residencia.

Como un ejemplo de un separador horizontal, considérese un recipiente de vaporización (flash tank) para enriquecimiento de aminas. En este servicio:

- Hay relativamente grandes volúmenes de líquidos principales para largos tiempos de residencia ( esto permite una más completa liberación del gas disuelto en el líquido y si es necesario, un volumen de sobrealimentación para la circulación del sistema).
- Hay más área superficial por volumen de líquido para ayudar a una más completa desgasificación.
- En la configuración horizontal se pueden controlar mejor los líquidos espumosos que en un separador vertical.
- El nivel de líquido responde lentamente a los cambios de flujos de líquidos existentes.

Para el separador horizontal, la sección transversal es ocupada por el líquido y el vapor, cuando se dimensiona el separador horizontal, generalmente el diámetro se supone, el nivel mínimo de líquido *LLL*, se selecciona o calcula. El nivel normal de líquido *NLL*, es fijado por el tiempo de drenado del líquido, y el nivel máximo de líquido *HLL*, es fijado por el tiempo de sobrealimentación del líquido. La sección del área transversal entre *HLL* y la parte superior del recipiente se usa para la sedimentación por gravedad (área de liberación). La longitud del recipiente se calcula para adaptar el volumen necesario de drenado y sobrealimentación para facilitar la separación vapor-líquido. Por lo tanto se hacen aproximaciones para su dimensionamiento o variaciones como cálculos iterativos.

El siguiente desarrollo utiliza ecuaciones básicas para el dimensionamiento del separador horizontal. Un balance de volúmenes para la sección transversal del recipiente se escribe a continuación:

$$V_H + V_S = L(A_T - A_D - A_{LLL}) \dots\dots\dots(4.13)$$

Donde:

$L$  = longitud del recipiente.

$V_H$  = volumen requerido para el drenado.

$V_S$  = volumen requerido para la sobrealimentación.

$A_T$  = área transversal del recipiente.

$A_D$  = área requerida para la liberación de la fase gaseosa.

$A_{LLL}$  = área requerida para el nivel bajo de líquido.

El volumen de drenado y sobrealimentación se calculan con los tiempos de drenado y sobrealimentación que son seleccionados de acuerdo a manuales. El área del nivel bajo de líquido esta en función de la altura del nivel bajo de líquido obtenido de manuales y del diámetro interno del recipiente. La mínima área de la sección de sedimentación por

gravedad (área de liberación),  $A_D$ , es típicamente especificada de 1 a 2 pies o el 20% del diámetro interno del recipiente, cualquiera es aceptable.

El método de dimensionamiento supone  $A_D$  y solamente se incrementa si la longitud requerida para la separación líquido-vapor es más grande que la longitud requerida para el drenado y la sobrealimentación para un diámetro dado. La ecuación anterior está en función del diámetro interno  $D$ , y de la longitud del recipiente  $L$ .

Para los recipientes horizontales, la gota de líquido es separada de la fuerza horizontal de arrastre de la fase gaseosa que no es directamente opuesta a la fuerza de gravedad como en el caso de recipientes verticales. Sin detalles del tratamiento del movimiento de la partícula en dos dimensiones, se reconoce que la velocidad de la fase gaseosa permisible puede ser mayor que la velocidad terminal. El tiempo que toma la gota en atravesar la longitud horizontal del recipiente entre la entrada y la salida es mayor que el tiempo que toma la gota para sedimentar verticalmente a una distancia hasta la superficie del líquido, como se observa en la siguiente figura 4-5.

Esto puede ser demostrado por la ecuación de tiempo de residencia que requiere gota de líquido para ser sedimentada.

$$\frac{L}{U_G} \geq \frac{H_D}{U_T} \dots\dots\dots(4.14)$$

Donde:

$H_D$  = altura del área de liberación de la fase gaseosa.

$U_T$  = velocidad terminal.

$U_G$  = velocidad permisible de la fase gaseosa.

$L$  = longitud del recipiente.

Esta ecuación puede arreglarse en términos de la velocidad permisible de la fase gaseosa.

$$U_G \leq \frac{L}{H_D} U_T \dots\dots\dots(4.15)$$

La longitud del recipiente  $L$ , dividida por la altura de la sección de sedimentación por gravedad del vapor  $H_D$ , debe ser siempre mayor que la unidad. La velocidad permisible de la fase gaseosa es un tema muy subjetivo con varias aproximaciones empíricas para modificar los valores de la "K".

Para el diseño de separadores horizontales, el procedimiento de diseño usa aproximaciones de sedimentación de gotas similar a los procedimientos API que no requieren de modificaciones empíricas del valor de "K" para sedimentaciones verticales.

**Es necesario notar que cuando se calcula  $U_T$  para los separadores horizontales, se debe usar un valor de "K" sin eliminador de niebla.**

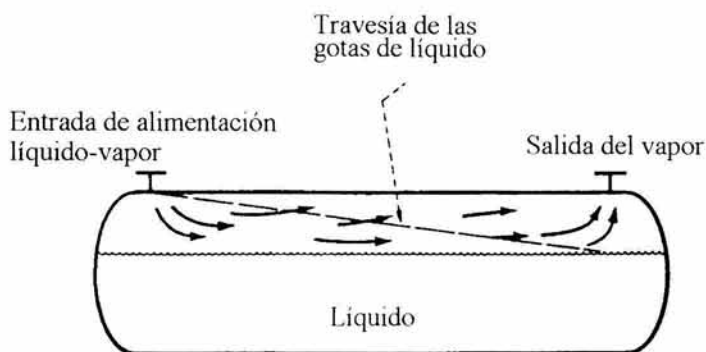
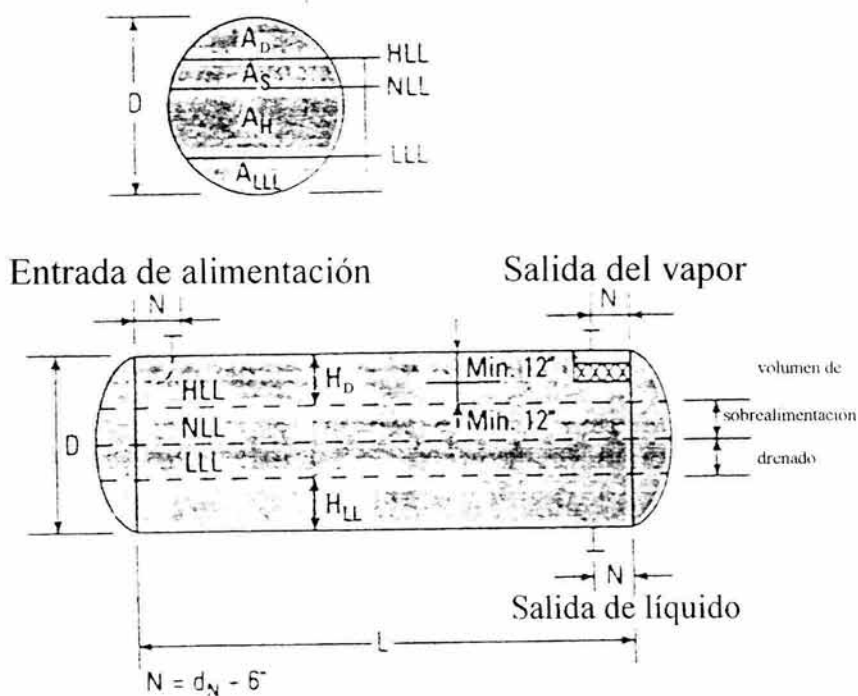


Figura 4-5 Travesía de las gotas de líquido en el separador horizontal.



Nota : En esta figura N es la distancia entre la línea central de la boquilla y donde empieza el cabezal.

Figura 4-6 Alturas de las secciones del separador horizontal.

#### 4.7 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR HORIZONTAL.

El procedimiento presentado determina la velocidad permisible de la fase gaseosa que es una de las bases de diseño para el separador horizontal, que debe ser suficientemente baja para que las gotas de líquido en cierto tiempo sedimenten fuera de la corriente gaseosa y así descender hasta la sección de recolección de líquido del recipiente.

1.- Calcular el flujo volumétrico del vapor  $Q_G$ , usando la ecuación (4.4)

2.- Calcular el flujo volumétrico del líquido  $Q_L$ , usando la ecuación (4.5)

3.- Calcular la velocidad vertical terminal  $U_T$ , usando la ecuación (4.3)

El valor de  $K$  se toma de la tabla 4-1, sin eliminador de niebla. Usar para un diseño conservador  $U_G = 0.75 U_T$ .

4.- Seleccionar el tiempo de drenado de la tabla 2-3 del capítulo II y calcular el volumen de drenado  $V_H$ , usando la ecuación (4.6)

5.- Si el volumen de sobrealimentación no es especificado, seleccionar el tiempo en la tabla 2-3 y calcular el volumen de sobrealimentación  $V_S$ , usando la ecuación (4.7).

6.- Selecciona la relación  $(L/D)$  de la tabla 2-4 del capítulo II y con éste calcular el diámetro de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$D = \left[ \frac{4(V_H + V_S)}{\pi(0.6)(L/D)} \right]^{1/3}, \text{ pies} \dots\dots\dots(4.16)$$

Redondear a los próximos 0.5 pies.

Calcular el área transversal total.

$$A_T = \left( \frac{\pi}{4} \right) D^2, \text{ pies}^2 \dots\dots\dots(4.17)$$

7.- Calcular la altura del nivel mínimo de líquido  $H_{LLL}$ , usando la tabla 4-2 ó con la siguiente ecuación:

$$H_{LLL} = 0.5D + 7, \text{ plg.} \dots\dots\dots(4.18)$$

Donde  $D =$  pies y redondear a la siguiente pulgada, si  $D \leq 4' 0''$ ,  $H_{LLL} = 9$  plg.

8.- Usando  $H_{LLL}/D$ , obtener  $A_{LLL}/A_T$  usando la tabla 4-4 y calcular el área requerida para el nivel mínimo de líquido  $A_{LLL}$ .

9.- Si no se usa eliminador de niebla, la altura mínima del área de sedimentación por gravedad de la fase gaseosa  $A_D$ , debe ser tan grande como  $0.2D$  ó 1 pie. Si se usa eliminador de niebla la mínima altura del área de sedimentación por gravedad del vapor debe ser tan grande como  $0.2D$  ó 2 pies . Por lo tanto,  $H_D$  es tan grande como  $0.2D$  o 2 pies ( 1 pie si no se usa eliminador de niebla).

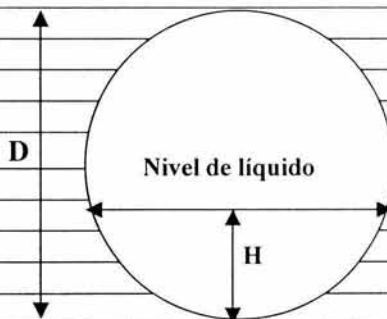
Usando  $H_D/D$ , obtener  $A_D/A_T$  usando la tabla 4-4 y calcular  $A_D$ .

10.- Calcular la mínima longitud para acomodar el volumen de drenado y sobrealimentación del líquido.

$$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_D - A_{LLL}}, \text{pies} \dots\dots\dots(4.19)$$

**Tabla 4-4** Conversiones de áreas y alturas cilíndricas. (Ref 20)

$Y = \frac{a + cX + eX^2 + gX^3 + iX^4}{1.0 + bX + dX^2 + fX^3 + hX^4}$	
<b>H/D para <math>A/A_T^*</math></b>	
$Y = A/A_T$	A = área
$X = H/D$	H = altura
	D = diametro del recipiente
a = 4.755930*10 <sup>-5</sup>	
b = 3.924091	
c = 0.174875	
d = - 6.358805	
e = 5.668973	
f = 4.018448	
g = - 4.916411	
h = - 1.801705	
i = - 0.145348	
<b><math>A/A_T</math> para <math>H/D^*</math></b>	
$Y = H/D$	
$X = A/A_T$	
a = 0.00153756	
b = 26.787101	
c = 3.299201	
d = - 22.923932	
e = 24.353518	
f = - 14. 844824	
g = - 36.999376	
h = 10.529572	
i = 9.822851	
* = o equivalente a la expresión, semejante a $H_G/D$ para $A_G/A_T$ .	



11.- Calcular el tiempo de goteo del líquido  $\phi$ .

$$\phi = \frac{H_D}{U_G}, s \dots\dots\dots(4.20)$$

12.- Calcular la velocidad real del vapor,  $U_{RG}$ .

$$U_{RG} = \frac{Q_G}{A_D}, \frac{\text{pies}}{s} \dots\dots\dots(4.21)$$

13.- Calcular la longitud mínima requerida para liberación del líquido-vapor,  $L_{MIN}$ .

$$L_{MIN} = U_{RG}\phi, \text{pies} \dots\dots\dots(4.22)$$

14.- Si  $L < L_{MIN}$  entonces establecer  $L = L_{MIN}$ , ( la separación vapor/líquido es predominante). Esto resulta simplemente en un volumen extra de drenado.

Si  $L_{MIN} \gg L$ , entonces incrementar  $H_D$  y repetir desde el paso 9.

Si  $L > L_{MIN}$ , el dimensionamiento es aceptable para la separación vapor-líquido.

Si  $L \gg L_{MIN}$  (el volumen de drenado es predominante).

$L$  puede ser reducido y  $L_{MIN}$  es aumentado si  $H_D$  es disminuido.  $H_D$  puede ser reducido hasta el mínimo especificado en el paso 9. Los cálculos se deben repetir desde el paso 9 para reducir  $H_D$ . Calcular la relación  $(L/D)$ . Si  $(L/D) > 6.0$  entonces incrementar  $D$  y repetir los cálculos desde el paso 6. Si  $(L/D) < 1.5$  entonces disminuir  $D$  y repetir los cálculos.

15.- Seleccionar y calcular el espesor de los cabezales y calcular el espesor del cuerpo del recipiente de acuerdo con las tablas 4-5 y 4-6.

**Tabla 4-5** Selección del tipo de cabezales. (Ref. 19)

Condiciones	Cabezales típicamente usados
$D < 15$ pies y $P < 100$ psig	Toroidales con radio = 0.06 D
$D < 15$ pies y $P > 100$ psig	Elípticos 2:1
$D > 15$ pies, sin tomar en cuenta la presión	Hemisféricos
Donde: P= presión de diseño D= diámetro del recipiente	



**Tabla 4-6** Espesor de las paredes, área superficial y el peso aproximado del recipiente con material de construcción de acero. ( Ref 19)

Componente	Espesor de la pared, plg.	Area superficial, pies <sup>2</sup>
Cilindro del recipiente	$\frac{PD}{2SE - 1.2P} + t_c$	$\pi DL$
Cabezales elípticos 2:1	$\frac{PD}{2SE - 0.2P} + t_c$	$1.09D^2$
Cabezales hemiesféricos	$\frac{PD}{4SE - 0.4P} + t_c$	$1.571D^2$
Cabezales toriesféricos	$\frac{0.885PD}{SE - 0.1P} + t_c$	$0.842D^2$
Peso aproximado del recipiente	$W = \left( \frac{490lb}{pies^3} \right) \left( \frac{t}{12} \right) (A_s + 2A_H), lb.$	
Notas: P=La presión de diseño en psi: La presión de diseño es típicamente la presión de operación más 15 a 30 psi o más 10% al 15% de la presión de operación	$t_s$ = espesor del cilindro del recipiente, plg. $t_H$ = espesor de los cabezales, plg. $S$ = esfuerzo permisible del material, lb/plg <sup>2</sup> $t_c$ =La corrosión permisible es de un rango de 1/16 a 1/8 plg. $E$ = La eficiencia de la soldadura está en un intervalo de 0.6 a 1, usar 0.85 para soldadura examinada por puntos; usar 1.0 para soldadura examinada 100% con rayos X. $t$ = Es el mas grande de $t_s$ y $t_H$ arriba de las próximas 1/8 plg.	La temperatura de diseño es típicamente la temperatura de operación más 25 a 50 °F.

16.- Calcular el área superficial del cilindro del recipiente y de los cabezales de acuerdo a la tabla 4-6.

17.- Calcular el peso aproximado de acuerdo a la tabla 4-6.

18.- Incrementar o disminuir el diámetro en valores de 6 plg y repetir los cálculos en un rango de  $(L/D)$  de 1.5 hasta 6.0.

19.- Con el dimensionamiento óptimo del recipiente (el menos pesado), calcular el nivel normal ( $H_{NLL}$ ) y máximo de líquido ( $H_{HLL}$ ) del recipiente.

$$A_{NLL} = A_{LLL} + \frac{V_H}{L} \dots\dots\dots(4.23)$$

Con  $A_{NLI} / A_T$  obtener  $H_{NLL}$  de la tabla 4-4.

$$H_{HLL} = D - H_D \dots\dots\dots(4.24)$$

### **Separadores sin eliminadores de niebla.**

Estos son típicos en recipientes horizontales que utilizan la sedimentación por gravedad como el único mecanismo de separación de las fases líquida y gaseosa. En el diseño de un separador sin eliminador de niebla, el rango del diámetro de la partícula generalmente es de 150 a 2000 micras.

### **Separadores con eliminador de niebla.**

Los eliminadores de niebla son frecuentemente usados para remover gotas de diámetros pequeños como 10 micras o menos, según el eliminador de niebla. Las mallas eliminadoras generalmente se colocan en posición horizontal ya que se ha reportado que en posición vertical son menos eficientes, una causa de esto es la inundación de un lado de la malla. Muchas instalaciones usan mallas eliminadoras de niebla de un espesor de 6 plg. con una densidad de 9 a 12 lb/pie<sup>3</sup>. El espesor mínimo recomendado es de 4 plg.

## CAPITULO V

### RECIPIENTES SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO-VAPOR.

A menudo hay que separar dos líquidos inmiscibles, una fase ligera y una pesada y además un gas. Un típico ejemplo en la refinación del crudo es donde hay una separación de agua, petróleo y gas. Poco se ha publicado sobre los separadores líquido-líquido-vapor; esta información solo se encuentra en corporaciones dedicadas al diseño de equipos de proceso. Aquí se contemplará el diseño de recipientes separadores básicos. Los conceptos utilizados para los separadores líquido-vapor son aplicables para el dimensionamiento de los separadores líquido-líquido-vapor. Lo único adicional es la importante sección de sedimentación por gravedad de los líquidos y la forma de controlar la interfase líquido-líquido.

En muchos casos la fase pesada es agua y es la que se tiene que retirar como en el caso de la refinación del crudo, en donde el agua puede acompañar al crudo (a los pozos se le inyecta agua o vapor de agua para sacar al crudo). Para retirar esa agua se utilizan estos tipos de recipientes.

Cuando el crudo y el agua se mezclan con alguna intensidad y luego se permite que se separen por sedimentación por gravedad, una capa de agua relativamente limpia aparece en el fondo. El incremento de esta capa de agua con el tiempo puede seguir una curva como la presentada en la figura 5-1. Después de un cierto periodo de tiempo, en un rango de tres minutos a 20 minutos, el cambio en la altura de agua puede ser insignificante. La fracción de agua obtenida por la sedimentación por gravedad se le llama "agua libre". Es normalmente benéfico separar el agua antes de tratar las capas de crudo y emulsiones.

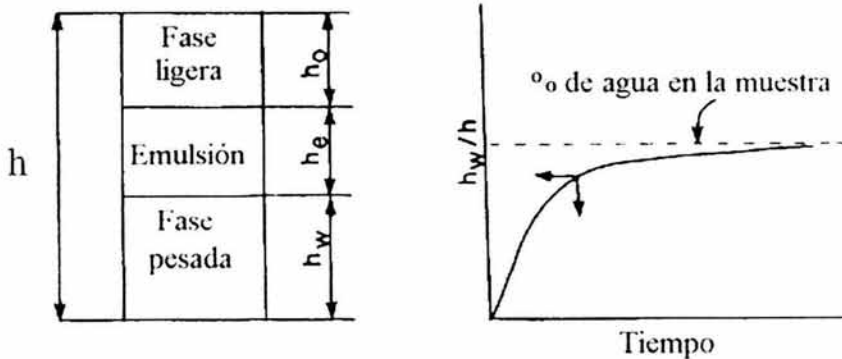


Figura 5-1 Incremento de la capa de agua con el tiempo.

Los separadores líquido-líquido-vapor son comúnmente llamados separadores de tres fases ( free-water knockouts), los cuales se usan para separar y remover cualquier traza de agua presente. La corriente puede entrar al separador de cualquiera de las dos siguientes formas:

- 1.- directamente del pozo de producción.
- 2.- de un separador operando a altas presiones.

El recipiente debe ser diseñado para separar el gas que se libera desde un líquido, así como el agua y el crudo. El agua libre removida está en función de los métodos para controlar una buena separación y la remoción del crudo. Varios tipos de control se usan en estos recipientes separadores, la forma y el diámetro del recipiente determinaran el tipo de control a emplear.

## **5.1 SELECCIÓN DE SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO-VAPOR.**

Las ventajas y desventajas de los tipos de recipientes horizontales y verticales son los ya descritos antes en el capítulo IV, aunque para la separación líquido-líquido-vapor la geometría horizontal es la más favorable desde el punto de vista de proceso. Sin embargo, hay razones no relacionadas con el proceso para seleccionar un recipiente vertical para aplicaciones específicas.

La configuración vertical solo se usa cuando la cantidad de vapor es grande y es separada de una pequeña cantidad de las dos fases líquidas ligera y pesada ( $< 10 - 20\%$  en peso). Desafortunadamente la selección de separadores no es tan simple, a veces de debe evaluar las configuraciones para saber cual es la más económica. Para la configuración vertical se usa comúnmente una mampara que mantiene la sección del líquido en calma para promover la separación.

Existen diferentes variaciones del separador horizontal líquido-líquido-vapor. La sección de separación de líquidos es generalmente suministrada con dispositivos que controlan el nivel de interfase, estos pueden incluir una bota y/o mamparas. La bota se especifica típicamente cuando el volumen de la fase pesada no es muy considerable ( $< 15 - 20\%$  total del líquido, en peso), si no es así, se usara una mampara cuando el volumen sea considerable.

La configuración de cubo y mampara se usa cuando el nivel de la interfase es difícil de controlar, tal como en hidrocarburos pesados, cuando hay grandes cantidades de emulsiones o cuando hay parafinas presentes.

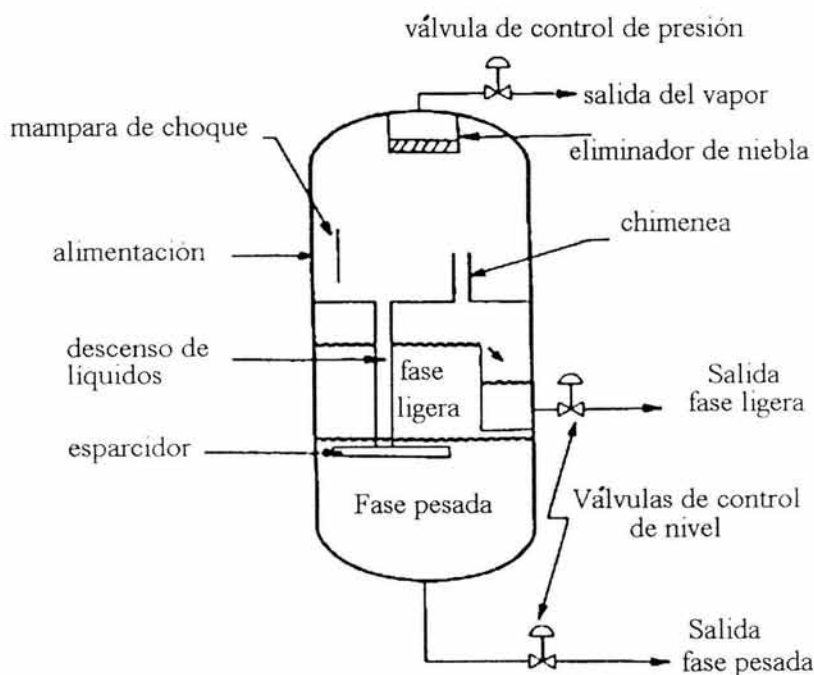
## **5.2 TIPOS DE SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO-VAPOR.**

### **Separador vertical.**

En la figura 5-2 se presenta una típica configuración de un recipiente vertical. La corriente entra a través de un lado del recipiente, a la entrada de la alimentación se encuentra una mampara de choque donde ocurre la primera separación líquido-vapor, se requiere un dispositivo para llevar al líquido a través de la interfase líquido-vapor; de esta manera no se perturba la capa de fase ligera para promover la separación de los líquidos.

Es necesario una chimenea para igualar la presión del vapor entre la sección baja y la sección del vapor. Un esparcidor a la salida del dispositivo por donde baja el líquido se localiza en la interfase líquido-líquido. Desde este punto la fase ligera asciende, algunas gotas de fase pesada son atrapadas en la fase ligera que luego son separadas fuera de esta fase. Las gotas de fase pesada fluyen a contracorriente de la fase ligera, similarmente el flujo de fase pesada desciende y las gotas de fase ligera atrapadas en la fase pesada tienden a ascender a contracorriente del flujo de fase pesada.

A veces se usa un cono en el fondo del recipiente. Este se diseña para ser usado cuando se sabe con anticipación que la cantidad de arena arrastrada es un problema mayor. El cono tiene normalmente un ángulo con la horizontal entre  $45^\circ$  y  $60^\circ$ . La arena arrastrada tiene una tendencia a adherirse al cono de acero con un ángulo horizontal de  $45^\circ$ .



**Figura 5-2** Separador vertical líquido-líquido-vapor. (Ref. 5)

## Separador horizontal.

En la figura 5-3 se observa un esquema de un separador horizontal. La alimentación entra en el separador y choca contra la mampara de choque, esto provoca un brusco cambio en los momentum y entonces ocurre la primera separación líquido-vapor. En la mayoría de los diseños, la mampara de choque se extiende hasta estar debajo de la interfase líquido-vapor a la proximidad de la interfase líquido-líquido, esto es para no perturbar las capas líquidas y así fomentar la separación. La sección de recolección de líquidos del recipiente deberá proveer de un tiempo suficiente para que la fase pesada, fase ligera y la emulsión formen una capa en lo alto de la sección de separación de líquidos. La fase pesada sedimentará en el fondo del recipiente. En la figura 5-3 se ilustra un separador horizontal típico con la interfase controlada por una mampara.

La mampara mantiene el nivel de la fase ligera y se controla por el nivel de fase pesada el cual es controlado por un control de nivel. La fase ligera es desespumada al otro lado de la mampara. El nivel de fase ligera del otro lado de la mampara se controla por un control de nivel el cual acciona la válvula de descarga de fase ligera. La fase pesada en el fondo del recipiente se descarga a través de una boquilla localizada bajo la mampara.

Un control de nivel de interfase detecta la altura de la interfase líquido-líquido. El control envía una señal a la válvula de descarga de fase pesada, de esta manera se descarga la cantidad correcta para dejar el nivel de interfase a la altura de diseño. El vapor fluye horizontalmente hacia fuera pasando a través de un eliminador de niebla; una válvula de control de presión mantiene constante la presión en el recipiente. El nivel de interfase líquido-vapor puede variar desde la mitad del diámetro del recipiente hasta un 75% de éste, dependiendo de la importancia de la separación líquido-vapor. La configuración más común es el 50% del diámetro.

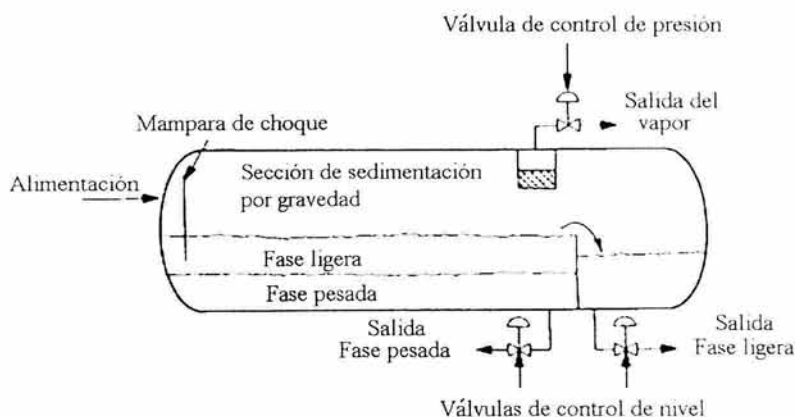
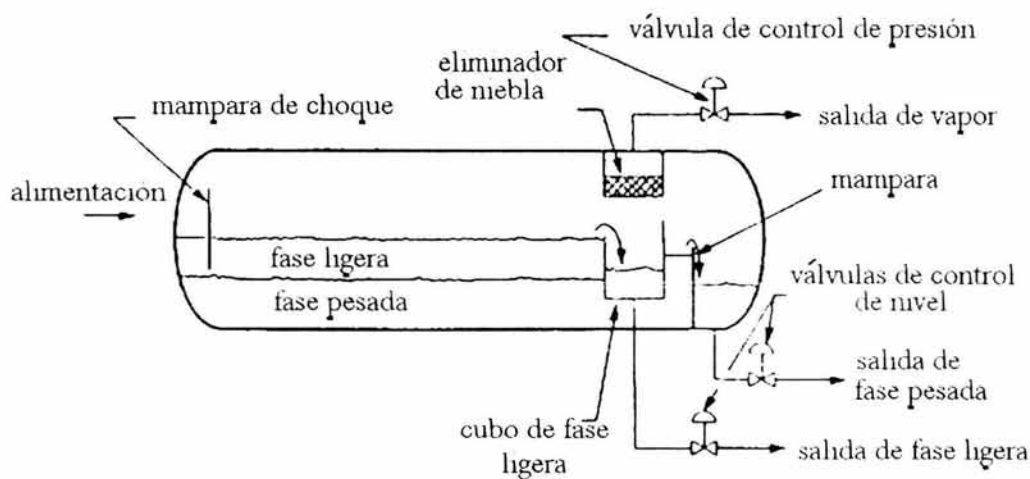


Figura 5-3 Separador horizontal líquido-líquido-vapor. (Ref. 5)

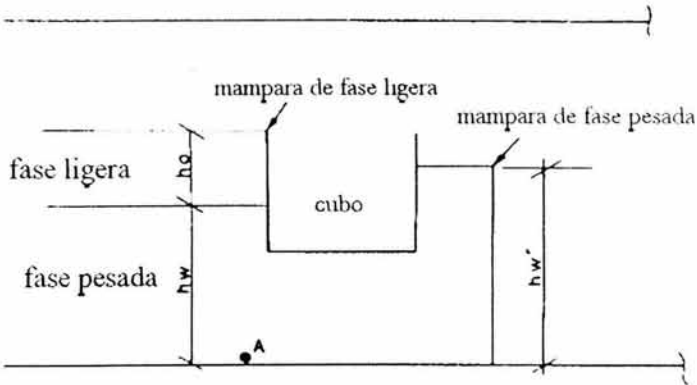
En la figura 5-4 se observa un esquema de una configuración alternativa conocida como cubo y mampara. Este diseño elimina la necesidad de controlar la interfase líquida. Pero el nivel de las corrientes de fases líquidas antes de salir de la mampara es controlado por un simple flotador por desplazamiento. La fase ligera se desborda de la mampara para caer dentro de un cubo donde el nivel es controlado por un control de nivel que acciona la válvula de descarga de la fase ligera. La fase pesada fluye por debajo del cubo y luego por encima de una mampara. El nivel de fase pesada después de desbordarse al otro lado de la mampara es controlado por un control de nivel que acciona la válvula de descarga de la fase pesada. La altura del cubo controla el nivel del líquido del recipiente. La diferencia en las alturas de las mamparas de fase ligera y fase pesada controlan el espesor de la capa de fase ligera debido a las diferencias entre la gravedad específica de los dos líquidos.



**Figura 5-4** Separador horizontal con la configuración cubo y mampara. (Ref. 5)

Es crítica la operación del recipiente ya que la altura de la mampara de fase pesada debe ser lo suficientemente baja en comparación con la altura de la mampara de fase ligera para que el espesor de la capa de fase ligera de un tiempo de retención suficiente para lograr la separación. Si la mampara es demasiado baja y la diferencia en la gravedad específica no es tan grande como lo esperado, entonces, la capa de fase ligera puede aumentar de espesor hasta un punto donde la fase ligera puede ser barrida bajo el cubo y salir junto con la fase pesada. Normalmente, cualquiera de las dos mamparas de fase ligera o pesada están diseñadas para ajustarse a los cambios de la gravedad específica entre las dos fases o pueden ser acomodadas para cambios en las cantidades de flujos.

Para obtener la altura deseada de capa de fase ligera la mampara de fase pesada debe estar situada a una distancia por debajo de la mampara de fase ligera, la cual se calcula de acuerdo con la figura 5-5.



**Figura 5-5** Determinación de la altura de la capa de fase ligera. (Ref. 5)

$h_o$  = altura deseada de la capa de fase ligera, plg.

$h_w$  = altura de la capa de fase pesada, plg.

$h_w'$  = altura de la mampara de la fase pesada, plg.

$\rho_o$  = densidad de la fase ligera, lb/pie<sup>3</sup>

$\rho_w$  = densidad de la fase pesada, lb/pie<sup>3</sup>

$\Delta h$  = diferencia de alturas entre las mamparas de fase pesada y ligera.

Fijando las presiones en el punto A de la figura 5-5, igualando las alturas de las mamparas de fase ligera y pesada con sus respectivas densidades se obtiene la siguiente ecuación..

$$\rho_o h_o + \rho_w h_w = \rho_w h_w'$$

$$h_w' = \frac{\rho_o h_o + \rho_w h_w}{\rho_w} = h_w + \frac{\rho_o}{\rho_w} h_o$$

$$\Delta h = h_o + h_w - h_w'$$

$$\Delta h = h_o - \frac{\rho_o}{\rho_w} h_o = h_o \left[ 1 - \frac{\rho_o}{\rho_w} \right]$$



El control de la interfase tiene la ventaja de ser fácilmente ajustable para manipular cambios inesperados en la gravedad específica de las fases ligera y pesada o en cambios en las cantidades de flujos. De cualquier modo, en hidrocarburos pesados, en grandes cantidades de emulsiones y en presencia de parafinas donde es difícil detectar el nivel de interfase, en estos casos es recomendado el controlar por el diseño cubo y mampara.

### 5.3 ECUACIONES DE DISEÑO. (Ref. 5)

La separación de una fase gaseosa desde un líquido, se trató en el capítulo anterior, pero es necesaria toda esa información ya que se utilizará en la parte que le corresponde en el dimensionamiento de estos separadores. La siguiente discusión es la separación de un líquido ligero de un líquido pesado.

El flujo de gotas ligeras ascendentes en la fase líquida pesada o el asentamiento de gotas pesadas en la fase líquida ligera se considera un flujo de régimen laminar y es gobernada por la ley de Stokes.

$$U_T = \frac{D_p^2(\rho_H - \rho_L)}{18\mu}$$

Esta se deriva de la fuerza de arrastre y de la fuerza de gravedad del principio de Arquímedes.

Fuerza de arrastre:

$$F_D = C_D A_p \rho \left[ \frac{V^2}{2g} \right]$$

Donde:

$F_D$  = Fuerza de arrastre, lb.

$C_D$  = Coeficiente de arrastre, adimensional.

$A_p$  = Area transversal de la gota, pies<sup>2</sup>

$\rho$  = densidad de la fase continua, lb/pie<sup>3</sup>

$g$  = Constante gravitacional, 32.2 pies/s<sup>2</sup>

$V$  = velocidad terminal de sedimentación de la gota, pies/s

Si el flujo alrededor de la gota es laminar ( $Re < 1$ ), la ley de Stoke's gobierna y entonces el coeficiente de arrastre es:

$$C_D = \frac{24}{Re}$$

Donde  $Re$  = número de Reynolds.

$$Re = \frac{D_p V \rho}{g \mu}$$

Donde:

$D_p$  = diámetro de la partícula, pies.

$\mu$  = viscosidad de la fase continua, lb-s/pie<sup>2</sup>.

$\rho$  = densidad de la fase continua, lb/pie<sup>3</sup>.

$V$  = velocidad de sedimentación de la gota, pies/s.

$g$  = Constante gravitacional, 32.2 pies/s<sup>2</sup>

La fuerza de arrastre es entonces:

$$F_D = \frac{24}{\text{Re}} \left( \pi \frac{D_p^2}{4} \right) \rho V^2$$

$$F_D = \frac{24}{g \mu} \rho D_p V \left( \pi \frac{D_p^2}{4} \right) V^2$$

$$F_D = 3\pi\mu D_p V \dots\dots\dots(\text{ley de Stokes})$$

La fuerza de gravedad en una esfera, del principio de Arquímedes, es:

$$F_G = \frac{M_p}{\rho_L} (\rho_H - \rho_L) g$$

$$F_G = (\rho_H - \rho_L) \frac{\pi D_p^3}{6}$$

Cuando la fuerza de arrastre es igual a la fuerza de flotación, la aceleración de la gota es cero entonces la gota se mueve a una velocidad constante. Esta es la velocidad terminal.

$$F_D = F_G$$

$$3\pi\mu V D_p = (\rho_H - \rho_L) \frac{\pi D_p^3}{6}$$

$$U_T = \frac{(\rho_H - \rho_L) D_p^2}{18\mu}$$

$D_p$  = diámetro de la partícula, pies.

$\mu$  = viscosidad de la fase continua, lb-s/pie<sup>2</sup>

$\rho_H$  = densidad de la fase pesada, lb/pie<sup>3</sup>

$\rho_L$  = densidad de la fase ligera. lb/pie<sup>3</sup>

$U_T$  = Velocidad terminal de sedimentación de las gotas, pies/s

Simplificando esa ecuación y convirtiéndola en unidades de la velocidad de sedimentación terminal a plg/min.

Si 1 micra =  $3.28084 \cdot 10^{-6}$  pies y  $\mu' = \mu (2.09 \cdot 10^{-5})$ , donde la viscosidad  $\mu$ , en cp. entonces la ecuación resulta:

$$U_T = \frac{2.06151 \cdot 10^{-5} D_p^2 (\rho_H - \rho_L)}{\mu}$$

acomodando la ecuación:

$$U_T = \frac{K_S (\rho_H - \rho_L)}{\mu}$$

donde:

$U_T$  = Velocidad terminal, plg./min.

$K_S$  = constante de la velocidad terminal de la ley de Stokes, (plg./min.)(cp)/(lb/pie<sup>3</sup>)

$\mu$  = viscosidad de la fase continua, cp.

$D_p$  = diámetro de la gota, micras.

$\rho_H$  = densidad de la fase pesada, lb/pie<sup>3</sup>

$\rho_L$  = densidad de la fase ligera, lb/pie<sup>3</sup>.

El valor de  $K_S$  para algunos sistemas se encuentra en la siguiente tabla:

**Tabla 5-1** Valores típicos de  $K_S$  para la separación líquido-líquido. (Ref. 20)

Fase ligera	Fase pesada	Diámetro mínimo de la gota ( $\mu\text{m}$ )	$K_S$
Hidrocarburos			
$S_g$ a 60°F < 0.85	Agua o sol. de sosa	127	0.333
$S_g$ a 60°F > 0.85	Agua o sol. de sosa	89	0.163
Agua	Furfural	89	0.163
Metil-etil-cetona	Agua	89	0.163
secbutanol	Agua	89	0.163
Metil-isobutil-cetona	Agua	89	0.163
Alcohol nonílico	Agua	89	0.163

Se puede observar de la ecuación anterior que la velocidad de sedimentación de las gotas es inversamente proporcional a la viscosidad de la fase continua. Por lo tanto es más difícil ( requiere de más tiempo) que sedimenten las gotas fuera de la fase continua con grandes viscosidades. Entonces la velocidad terminal ( $U_T$ ) es baja. Prácticamente hablando  $U_T$  es limitada en cálculos hasta 10 plg/min máximo.

## 5.4 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR VERTICAL. (Ref. 20)

Para los separadores verticales, el diámetro requerido para la sección de sedimentación por gravedad se calcula como en el capítulo anterior. En el dimensionamiento del separador, las alturas de las fases líquidas ligera y pesada son supuestas y la velocidad de sedimentación y el tiempo de sedimentación se calculan.

El tiempo de residencia de la fase ligera y pesada se determinan a continuación. Para la separación de los líquidos, el tiempo de residencia del líquido ligero debe ser tan grande como el tiempo requerido para que las gotas de líquido pesado sedimenten fuera de la fase ligera, el tiempo de residencia del líquido pesado debe ser tan grande como el tiempo requerido para que las gotas de líquido ligero asciendan fuera de la fase pesada. Si estas condiciones no son satisfechas, la separación de los líquidos se debe controlar con el aumento del diámetro del recipiente.

El tiempo de drenado de líquido ligero debe ser adicionado al tiempo de residencia. La altura del recipiente vertical se calcula de la misma manera que en el caso del recipiente vertical líquido-vapor. El siguiente procedimiento incorpora la optimización del diámetro y la altura minimizando el peso del recipiente, para un diseño conservador el volumen de los cabezales se ignora.

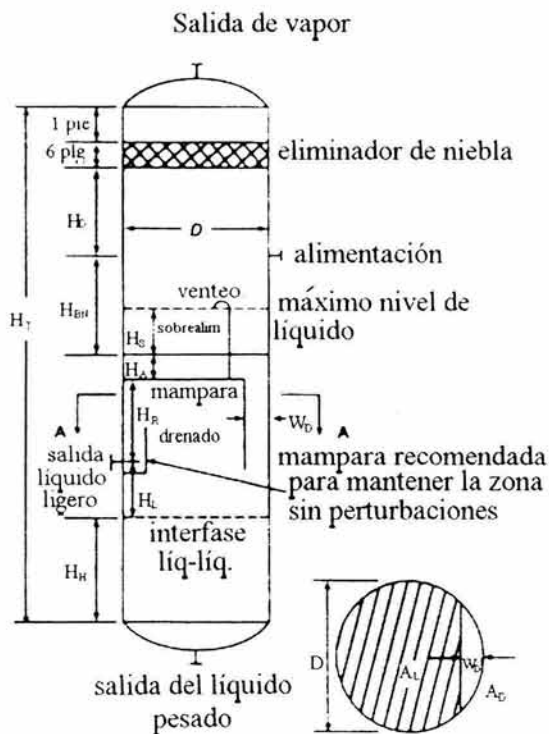


Figura 5-6 Separador vertical líquido-líquido-vapor.

### Procedimiento de dimensionamiento vertical.

1.- Calcular la velocidad terminal del vapor.

$$U_T = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \dots\dots\dots(5.1)$$

Calcular el valor de  $K$  con alguno de los métodos en la tabla 5-1 y usar  $U_G = 0.75 U_T$  para un diseño conservador.

2.- Calcular el flujo volumétrico del vapor.

$$Q_G = \frac{W_G}{3600 \rho_G} \dots\dots\dots(5.2)$$

3.- Calcular el diámetro interno del recipiente  $D_{LG}$ .

$$D_{LG} = \sqrt{\frac{4Q_G}{\pi U_G}} \dots\dots\dots(5.3)$$

Si se usa eliminador de niebla, adicionar de 3 a 6 plg. para acomodar el anillo soporte y redondear hasta los siguientes 6 plg. para obtener  $D$ ; si no se usa eliminador de niebla entonces,  $D = D_{LG}$ .

4.- Calcular la velocidad de sedimentación del líquido pesado saliendo de la fase ligera con la ley de Stokes ( el máximo 10 plg./min).

$$U_{HL} = \frac{K_S (\rho_H - \rho_L)}{\mu_L} \dots\dots\dots(5.4)$$

Donde  $K_S$  se obtiene de la tabla 5-1 o se calcula.

5.- Similarmente, calcular la velocidad de ascensión del líquido ligero saliendo de la fase pesada usando ley de Stokes.

$$U_{LH} = \frac{K_S (\rho_H - \rho_L)}{\mu_H} \dots\dots\dots(5.5)$$

6.- Calcular el flujo volumétrico de las fases ligera y pesada,  $Q_{LL}$  y  $Q_{HL}$ .

$$Q_{LL} = \frac{W_{LL}}{60 \rho_L} \dots\dots\dots(5.6)$$

$$Q_{HL} = \frac{W_{HL}}{60\rho_H} \dots\dots\dots(5.7)$$

7.- Suponer la altura entre el nivel de la interfase líquido-líquido hasta la línea central de la boquilla de alimentación  $H_L = 1$  pie (mínimo) para satisfacer la distancia en la que a través de ella sedimentaran las gotas de líquido pesado y calcular el tiempo de sedimentación de las gotas de líquido pesado.

$$t_{HL} = \frac{12H_L}{U_{HL}} \dots\dots\dots(5.8)$$

Donde 12 es un factor de conversión de pies a plg.

8.- Suponer la altura de drenado  $H_H = 1$  pie (mínimo) y calcular el tiempo de sedimentación de las gotas de líquido ligero para que asciendan a través de esta distancia.

$$t_{LH} = \frac{12H_H}{U_{LH}} \dots\dots\dots(5.9)$$

9.- Si lleva mampara, calcular el área requerida para que desciendan las fases líquidas  $A_D$ . (Ver la figura 5-6)

- a) calcular  $(\rho_L - \rho_G)$
- b) Suponer la altura entre la línea central de la boquilla de salida del líquido ligero y la mampara  $H_R$  (usar 9 plg. como mínimo) y calcular  $H_L + H_R$
- c) Usar la figura 5-7 para obtener el flujo descendente permisible  $G$ .
- d) Calcular del área requerida para que descienda el líquido  $A_D$  con la siguiente ecuación:

$$A_D = \left( \frac{7.48 \text{ gal}}{\text{pie}^3} \right) \left( \frac{60 \text{ min}}{h} \right) \left[ \frac{Q_{LL} + Q_{HL}}{G} \right], \text{pies}^2 \dots\dots\dots(5.10)$$

- e) Suponer la longitud requerida para que descienda el líquido pesado con  $W_D = 4$  plg.
- f) Calcular  $W_D/D$
- g) Usar la tabla 4-4 en el capítulo IV para determinar  $A_D/A$
- h) Calcular el área transversal del recipiente  $A$ :

$$A = \left( \frac{\pi}{4} \right) D^2 \dots\dots\dots(5.11)$$

- i) calcular  $A_D$ .
- j) Seleccionar el mayor valor de  $A_D$ .
- k) Calcular el área de la mampara (área de sedimentación) para el líquido ligero  $A_L$ .

$$A_L = A - A_D \dots\dots\dots(5.12)$$

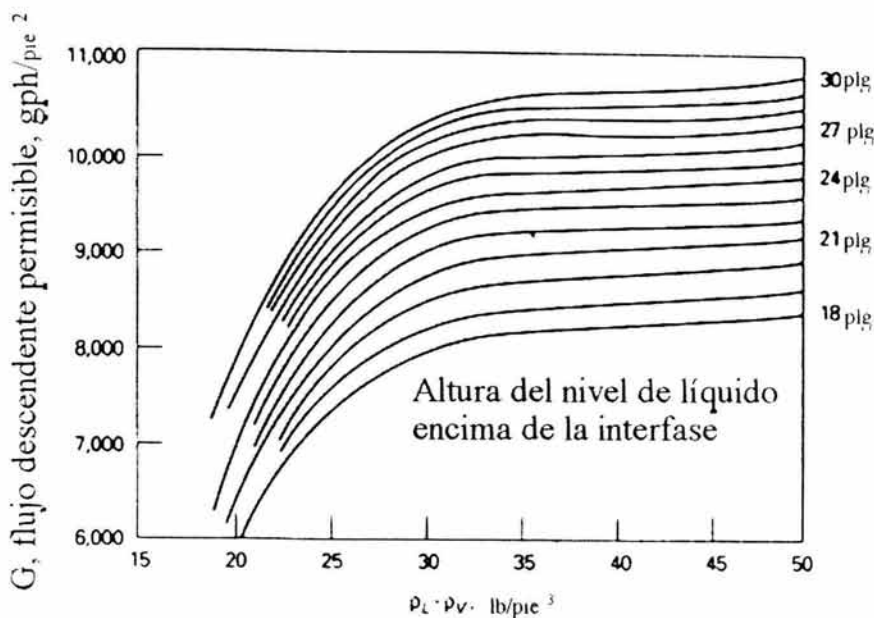


Figura 5-7 Grafica para encontrar  $G$  del flujo descendente permisible. (Ref. 20)

10.- Calcular los tiempos de residencia de cada fase basados en los volúmenes ocupados por la fase ligera y la fase pesada.

$$\theta_{LL} = \frac{H_L A_L}{Q_{LL}} \dots\dots(5.13)$$

$$\theta_{HL} = \frac{H_H A_H}{Q_{HL}} \dots\dots(5.14)$$

Si  $\theta_{LL} < T_{HL}$  o  $\theta_{HL} < T_{LL}$ , incrementar el diámetro del recipiente y repetir el procedimiento desde el paso 7 ( la separación de los líquidos controla).

Nota  $A_H = A$ .

11.- Calcular la altura del líquido ligero entre la boquilla de salida de liquido ligero y la mampara (altura de drenado) basada en los requerimientos de tiempo de drenado.

$$H_R = \frac{Q_{LL} T_H}{A_L} \dots\dots\dots(5.15)$$

Comparar este valor con el supuesto en el paso 9b para asegurar que el valor supuesto sea razonable. Si la sobrealimentación no es especificada, calcular la altura basado en el tiempo de sobrealimentación.

$$H_S = \frac{T_S(Q_{LL} + Q_{HL})}{A} \dots\dots\dots(5.16)$$

El mínimo es de 6 plg.

12.- calcular la altura del recipiente usando:

$H_A$  = altura de líquido arriba de la mampara (6 plg. como mínimo)

$H_{BN}$  = altura ente el nivel de líquido arriba de la mampara hasta la boquilla de alimentación =  $\frac{1}{2} d_N + (2 \text{ pies o } H_S + 0.5 \text{ pies})$

Calcular la altura del espacio de liberación de la fase gaseosa  $H_D$ .

$H_D = 0.5 D$  o un mínimo de 36 in. +  $\frac{1}{2} d_N$  ( sin eliminador de niebla)

24 in. +  $\frac{1}{2} d_N$  ( con eliminador de niebla)

Nota:  $d_N$  = diámetro de la boquilla de alimentación y se calcula con el procedimiento descrito en la tabla 4-3 en el capítulo IV.

Entonces:

$$H_T = H_H + H_L + H_R + H_A + H_{BN} + H_D \dots\dots\dots(5.17)$$

Si se usa eliminador de niebla se adicionarán las alturas de acuerdo a la figura 5-6.

## 5.5 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR HORIZONTAL. (Ref. 20)

Para separadores horizontales se supone el diámetro, las alturas de las fases líquidas ligera y pesada, también la altura de la sección de liberación de la fase gaseosa es supuesta para calcular el área transversal del recipiente. La longitud del recipiente requerida para la separación líquido-vapor y el volumen de drenado se calcula. Entonces, con las alturas supuestas de las líquidos ligero y pesado se calcula las velocidades de sedimentación y los tiempos de sedimentación. El tiempo de residencia real para la fase pesada y ligera es calculada y comparada con el tiempo requerido para la sedimentación como en el caso del recipiente vertical.

Si los tiempos de residencia no son tan grandes como lo requieren los tiempos de sedimentación, entonces el diámetro del recipiente deberá ser incrementado ( la separación de los líquidos controla), el último procedimiento es la separación líquido-vapor el cual se discutió en el capítulo anterior. Se presentará el dimensionamiento de cuatro configuraciones de separadores horizontales.

- 1- Separador horizontal.
- 2- Separador horizontal con bota.
- 3- Separador horizontal con mampara.
- 4- Separador horizontal con mampara y cubo.



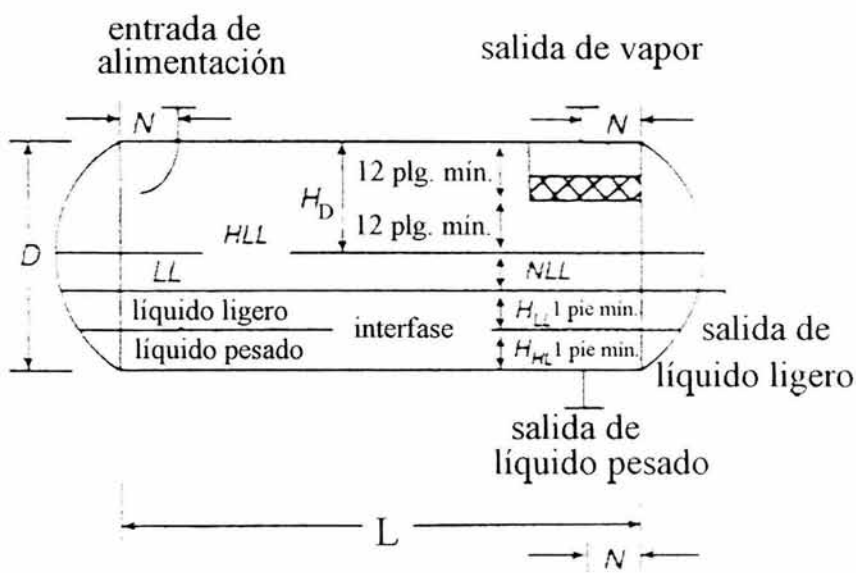


Figura 5.7 Separador horizontal. ( Ref. 20)

**Procedimiento:**

- 1.- Calcular el flujo volumétrico de la fase gaseosa  $Q_G$ , con la ecuación 5.2.
- 2.- Calcular el flujo volumétrico de la fase pesada y ligera  $Q_{HL}$  y  $Q_{LL}$ , con las ecuaciones 5.6 y 5.7.
- 3.- Calcular la velocidad terminal,  $U_T$ , usando la ecuación 5.1. (seleccionar el valor de  $K$  de tabla 4-1 en el capítulo IV) y establecer  $U_G = 0.75 U_T$ .
- 4.- Seleccionar los tiempos de drenado y sobrealimentación de la tabla 2-3 y calcular los volúmenes,  $V_H$  y  $V_S$  ( a menos que los volúmenes sean especificados).

$$V_H = T_H Q_{LL} \dots\dots\dots(5.18)$$

$$V_S = T_S Q_{LL} \dots\dots\dots(5.19)$$

5.- Obtener la relación ( $L/D$ ) de la tabla 2-4 en el capítulo II y calcular el diámetro de acuerdo a:

$$D = \left[ \frac{4(V_H + V_S)}{0.5\pi \left(\frac{L}{D}\right)} \right]^{1/3} \dots\dots\dots(5.20)$$

Calcular el área transversal total con:

$$A_T = \frac{\pi D^2}{4} \dots\dots\dots(5.21)$$

6.- Situar la altura del espacio de la fase gaseosa  $H_D$ , tan grande como  $0.2D$  o 2 pies, 1 pie si no se usa eliminador de niebla. Usando  $H_D/D$  en la tabla 4-4 en el capítulo IV, obtener  $A_D/A_T$  y calcular  $A_D$ .

7.- Seleccionar las alturas de las fases ligera y pesada,  $H_{LL}$  y  $H_{HL}$ .

8.- Encontrar  $(A_{HL} + A_{LL})/A_T$  usar  $(H_{HL} + H_{LL})/D$  en la tabla 4-4 y calcular  $(A_{HL} + A_{LL})$ .

9.- calcular la mínima longitud para acomodar el volumen de drenado y sobrealimentación del líquido.

$$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_D - (A_{HL} + A_{LL})} \dots\dots\dots(5.22)$$

10.- Calcular el tiempo de goteo del líquido.

$$\phi = \frac{H_D}{U_G} \dots\dots\dots(5.23)$$

11.-Calcular la velocidad real de la fase gaseosa.

$$U_{RG} = \frac{Q_G}{A_D} \dots\dots\dots(5.24)$$

12.- Calcular la longitud mínima requerida para la separación líquido-vapor.

$$L_{MIN} = U_{RG} \phi \dots\dots\dots(5.25)$$

13.- Si  $L < L_{MIN}$ , entonces establecer  $L = L_{MIN}$ . La separación líquido-vapor controla. Esto da como resultado algún volumen extra de drenado y en el tiempo de residencia.

Si  $L \ll L_{MIN}$ , entonces incrementar  $H_D$  y recalculer  $A_D$  y repetir desde el paso 9.

Si  $L > L_{MIN}$  ( el tiempo de drenado del líquido controla),  $L$  puede ser reducido y  $L_{MIN}$  puede ser incrementado si  $H_D$  es reducido.  $H_D$  solo puede ser reducido tanto como se especifica en el paso 6 ( con  $H_D$  reducida, recalculer  $A_D$  y repetir el procedimiento desde el paso 9).

Nota: Para estos y otros cálculos, " tan grande que" ( $\gg$ ) y " tan pequeño que" ( $\ll$ ), quiere decir una varianza tan grande como el 20%.

14.- Calcular la velocidad de sedimentación del líquido pesado saliendo de la fase ligera y el líquido ligero saliendo de la fase pesada,  $U_{HL}$  y  $U_{LH}$ , usando las ecuaciones 5.4 y 5.5.

( Encontrar el valor de  $K_5$  de la tabla 5-1).

15.- Calcular el tiempo de sedimentación del líquido pesado saliendo de la fase ligera y el líquido ligero saliendo de la fase pesada.

$$t_{HL} = \frac{12(D - H_D - H_{HL})}{U_{HL}} \dots\dots\dots(5.26)$$

$$t_{LH} = \frac{12H_{HL}}{U_{LH}} \dots\dots\dots(5.27)$$

16.- Calcular los tiempos de residencia de las fases pesada y ligera.

$$\theta_{HL} = \frac{A_{HL}L}{Q_{HL}} \dots\dots\dots(5.28)$$

$$\theta_{LL} = \frac{(A_T - A_D - A_{HL})L}{Q_{LL}} \dots\dots\dots (5.29)$$

17.- Si  $\theta_{HL} < t_{LH}$  ó  $\theta_{LL} < t_{HL}$  entonces incrementar la longitud del recipiente ( Controla la separación de los líquidos)

Para calcular la longitud del recipiente requerida por cada fase líquida, usar las siguientes ecuaciones:

$$L = \left[ \frac{t_{HL}Q_{LL}}{(A_T - A_D - A_{HL})} \right] \dots\dots\dots(5.30)$$

$$L = \frac{t_{LH}Q_{HL}}{A_{HL}}$$

18.- calcular la relación  $(L/D)$  , si  $L/D \ll 1.5$  decrecer  $D$  ( a menos que esté alrededor del mínimo) y si  $L/D \gg 6.0$  incrementar  $D$  y repetir el cálculo desde el paso 5.

19.- Seleccionar el tipo de cabezales en la tabla 4-5 del capítulo IV y calcular el espesor del tambor y los cabezales de acuerdo a la tabla 4-6 del capítulo 4.

20.- Calcular el área superficial del tambor y de los cabezales de acuerdo a la tabla 4-6.

21.- Calcular el peso aproximado de acuerdo a la tabla 4-6.

22.- Incrementar ó decrementar el diámetro del recipiente con incrementos de 6 plg. y repetir el calculo para que el  $(L/D)$  esté dentro del rango 1.5 a 6.0.

23.- Usar el dimensionamiento óptimo del recipiente (mínimo peso) para calcular el nivel normal ( $H_{NLL}$ ) y máximo de líquido. ( $H_{HLL}$ )

$$H_{HLL} = D - H_D \dots\dots\dots(5.31)$$

$$A_{NLL} = (A_{HL} + A_{LL}) + \frac{V_H}{L} \dots\dots\dots(5.32)$$

Obtener  $H_{NLL}$  usando la tabla 4-4 con el valor de  $A_{NLL}/A_T$ .

**5.6 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR HORIZONTAL CON BOTA PARA EL LÍQUIDO PESADO.** (Ref. 20)

- 1.- Calcular el flujo volumétrico del vapor,  $Q_G$ , usando la ecuación 5.2.
- 2.- Calcular el flujo volumétrico de la fase líquida ligera y pesada,  $Q_{LL}$  y  $Q_{HL}$  , con las ecuaciones 5.6 y 5.7.
- 3.- Calcular la velocidad terminal,  $U_T$ , usando la ecuación 4 ( evaluar la  $K$  en la tabla 4-1 del capítulo IV) y establecer que  $U_G = 0.75 U_T$ .
- 4.- Seleccionar los tiempos de drenado y sobrealimentación en la tabla 2-3 y calcular el volumen  $V_H$  y  $V_S$ , con las ecuaciones 5.18 y 5.19 ( a menos que los tiempos estén especificados) .
- 5.- Obtener la relación  $L/D$  de la tabla 2-4 del capítulo II y calcular el diámetro de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$D = \left[ \frac{4(V_H + V_S)}{0.6\pi \left(\frac{L}{D}\right)} \right]^{1/3} \dots\dots\dots(5.33)$$

Entonces ahora calcular el área transversal  $A_T$ , usando la ecuación 5.21.

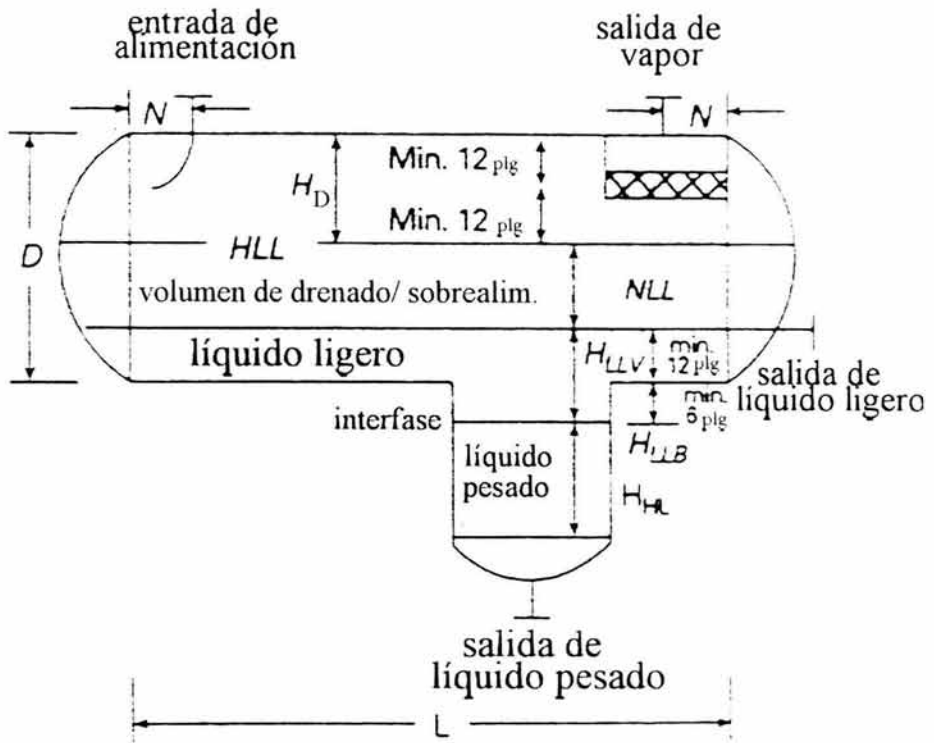


Figura 5-8 Separador horizontal con bota.

- 6.- Situar la altura del espacio de la fase gaseosa  $H_D$ , tan grande como  $0.2D$  ó 2 pies ( 1 pie si no se usa eliminador de niebla).  
Usando  $H_D/D$  en la tabla 4-4, obtener  $A_D/A_T$  y calcular  $A_D$ .
- 7.- Fijar la altura de la fase ligera en el recipiente y la bota,  $H_{LLV}$  y  $H_{LLB}$ . ( Ver la figura 5-8)
- 8.- Calcular el área transversal del líquido ligero encima del fondo del recipiente,  $A_{LLV}$ , usando  $H_{LLV}/D$  en la tabla 4-4.
- 9.- Calcular la longitud mínima para acomodar el volumen de drenado y sobrealimentación del líquido.

$$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_D - A_{LLV}} \dots\dots\dots(5.34)$$

10.- Calcular el tiempo de goteo del líquido  $\phi$ , usando la ecuación 5.23.

11.- Calcular la velocidad real de la fase gaseosa  $U_{RG}$ , usando la ecuación 5.24.

12.- Calcular la longitud mínima requerida para la separación del líquido del vapor  $L_{MIN}$ , usando la ecuación 5.25.

13.- Si  $L < L_{MIN}$ , entonces, establecer que  $L = L_{MIN}$  ( la separación líquido- vapor controla) esto da como resultado en un tiempo extra de drenado y tiempo de residencia.

Si  $L \ll L_{MIN}$ , entonces incrementar  $H_D$  y recalcular  $A_D$ , entonces repetir desde el paso 9.

Si  $L > L_{MIN}$ , el dimensionamiento es aceptable para la separación vapor-líquido.

Si  $L \gg L_{MIN}$ , el tiempo de drenado del líquido controla,  $L$  puede ser reducido y  $L_{MIN}$  puede aumentar si  $H_D$  es reducido.  $H_D$  solo se puede reducir hasta el mínimo especificado en el paso 6.

Con el  $H_D$  reducido recalcular  $A_D$  y repetir desde el paso 9.

14.- Calcular la velocidad de sedimentación del líquido pesado saliendo de la fase ligera,  $U_{HL}$ , usando la ecuación 5.4 ( obtener  $K_S$  de la tabla 5-1)

15.- Calcular el tiempo de sedimentación del líquido pesado saliendo de la fase ligera.

$$t_{HL} = \frac{12(H_{LLB} + D - H_V)}{U_{HL}} \dots\dots\dots(5.35)$$

16.- Calcular el tiempo de residencia del líquido ligero.

$$\theta_{LL} = \frac{(A_T - A_V)L}{Q_{LL}} \dots\dots\dots(5.36)$$

Nota: El volumen del líquido ligero ignora el volumen del líquido ligero en la bota.

17.- Si  $\theta_{LL} < t_{HL}$ , entonces incrementar la longitud del recipiente ( la separación de los líquidos controla).

$$L = \frac{t_{HL} Q_{LL}}{(A_T - A_V)} \dots\dots\dots(5.37)$$

18.- Calcular  $L/D$ . Si  $L/D \ll 1.5$  entonces disminuir  $D$  ( a menos que este alrededor del mínimo) y si  $L/D \gg 6.0$  entonces incrementar  $D$ ; repetir desde el paso 5.

19.- Seleccionar el tipo de cabezales de la tabla 4-5 en el capítulo IV y calcular es espesor del tambor y de los cabezales de acuerdo a la tabla 4-6.

20.- Calcular el área superficial del cilindro del recipiente y de los cabezales de acuerdo a la tabla 4-6.

21.- Calcular el peso aproximado del recipiente de acuerdo con tabla 4-6.

22.-Aumentar o disminuir el diámetro del recipiente en incrementos de 6 plg. y repetir los cálculos hasta que  $L/D$  este dentro del rango de 1.5 a 6.0.

23.- Con el óptimo dimensionamiento del recipiente (mínimo peso) calcular los niveles normal y máximo del líquido.

$$H_{HLL} = D - H_V \dots\dots\dots(5.38)$$

$$A_{NLL} = A_{LLV} + \frac{V_H}{L} \dots\dots\dots(5.39)$$

Determinar  $H_{NLL}$ , usando la tabla 4-4 con  $A_{NLL}/A_T$ .

24.- Dimensionamiento de la bota para el líquido pesado.

Establecer la altura del líquido pesado  $H_{HL}$ , calcular la velocidad ascendente del líquido ligero saliendo de la fase pesada  $U_{LH}$ , usando la ecuación 5.5 ( buscar la  $K_S$  en la tabla 5-1).

Establecer  $U_P = 0.75U_{LH}$ ; calcular el diámetro de la bota con:

$$D_B = \frac{4 * 12 \overline{Q}_{HL}}{\pi U_P} \dots\dots\dots(5.40)$$

Entonces calcular el tiempo de sedimentación del líquido ligero saliendo de la fase pesada.

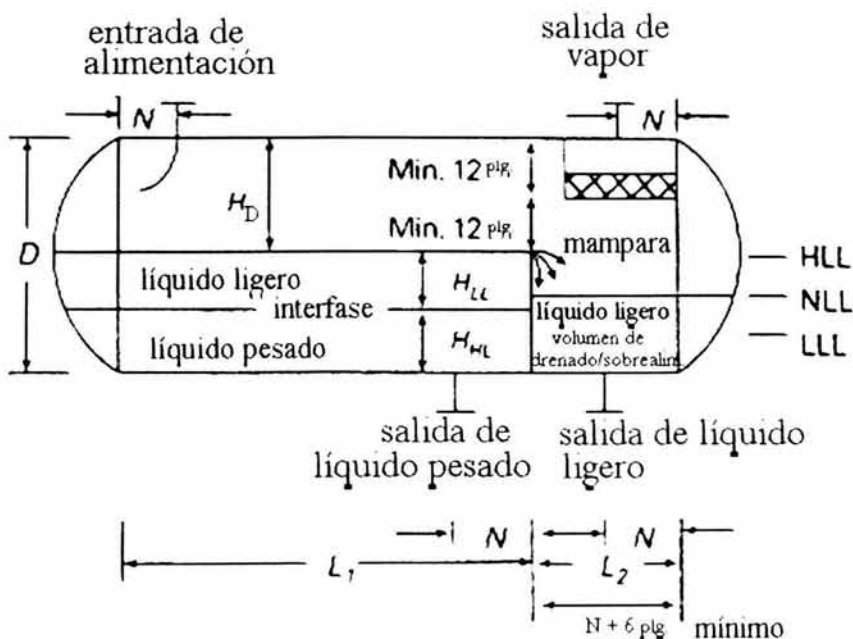
$$t_{LH} = \frac{12 H_{HL}}{U_{LH}} \dots\dots\dots(5.41)$$

Calcular el tiempo de residencia del líquido pesado.

$$\theta_{HL} = \frac{\pi D_B^2 H_{HL}}{4 \overline{Q}_{HL}} \dots\dots\dots(5.42)$$

Si  $\theta_{HL} < t_{HL}$  entonces aumentar el diámetro de la bota. Al final del dimensionamiento de la bota aumentar 6 plg. como mínimo al  $H_{HL}$  para que la interfase líquido-líquido quede dentro de la bota.

**5.7 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR HORIZONTAL CON MAMPARA.**  
(Ref. 20)



**Figura 5-9** Separador horizontal con Mampara.

**Procedimiento:**

- 1.- Calcular el flujo volumétrico del vapor,  $Q_G$ , usando la ecuación 5.2.
- 2.- Calcular el flujo volumétrico de las fases líquidas ligera y pesada,  $Q_{LL}$  y  $Q_{HL}$ , con las ecuaciones 5.6 y 5.7.
- 3.- Calcular la velocidad vertical terminal  $U_T$ , usando la ecuación 4 (encontrar la K en la tabla 4-1 del capítulo IV) y establecer  $U_G = 0.75U_T$ .
- 4.- Seleccionar los tiempos de drenado y sobrealimentación de la tabla 2-3 y calcular el volumen  $V_H$  y  $V_S$ , con las ecuaciones 5.18 y 5.19. (a menos que los tiempos estén especificados)



5.- Seleccionar el  $L/D$  de la tabla 2-4 y comenzar a calcular el diámetro del recipiente de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$D = \left[ \frac{16(V_H + V_S)}{0.6\pi \left(\frac{L}{D}\right)} \right]^{1/3} \dots\dots\dots(5.43)$$

Entonces calcular el área transversal total,  $A_T$ , usando la ecuación 5.21.

6.- Establecer la altura del espacio de la fase gaseosa  $H_D$ , tan grande como  $0.2D$  o 2 pies (1 pie si no se usa eliminador de niebla). Usando  $H_D/D$  en la tabla 4-4, obtener  $A_D/A_T$  y calcular  $A_D$ .

7.- Calcular el nivel de líquido bajo en el compartimiento del líquido ligero usando la ecuación 5.44 ó ver la tabla 4-2 del capítulo IV.

$$H_{LLL} = 0.5D + 7 \dots\dots\dots(5.44)$$

Donde  $D$  en pies y  $H_{LLL}$  en plg. (Redondear a la siguiente pulgada). Si  $D \leq 4.0$  pies, entonces  $H_{LLL} = 9$  plg. Usando  $H_{LLL}/D$  en la tabla 4-4, calcular  $A_{LLL}$ .

8.- Calcular la altura de la mampara:

$$H_W = D - H_V \dots\dots\dots(5.45)$$

Si  $H_W < 2$  pies, incrementar  $D$ , y repetir los cálculos desde el paso 6.

9.- Calcular la mínima longitud del compartimiento del líquido ligero para acomodar volumen de drenado y sobrealimentación,  $L_2$ . Ver la figura 5-9.

$$L_2 = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_D - A_{LLL}} \dots\dots\dots(5.46)$$

Redondear a siguiente  $\frac{1}{2}$  pie. El valor mínimo para  $L_2$  es:  $L_2 = d_N + 12$  plg.

10.- Establecer la altura de la interfase  $H_W/2$ , obteniendo las alturas de las fases ligera y pesada,  $H_{LL}$  y  $H_{HL}$ .

11.- Para la sedimentación de los líquidos en el compartimiento, calcular el área transversal de la sección del líquido pesado, usando  $H_{HL}/D$  en la tabla 4-4 y calcular el área transversal de la sección del líquido ligero con:

$$A_{LL} = A_T - A_D - A_{HL} \dots\dots\dots(5.47)$$

12.- Calcular la velocidad de sedimentación del líquido pesado saliendo de la fase ligera,  $U_{HL}$ , y el líquido ligero saliendo de la fase pesada,  $U_{LH}$ , usando las ecuaciones 7 y 8.  
( Encontrar el  $K_S$  en la tabla 5-1).

13.- Calcular el tiempo de sedimentación del líquido pesado saliendo de la fase ligera y el líquido ligero saliendo de la fase pesada.

$$t_{HL} = \frac{12H_{LL}}{U_{HL}} \dots\dots\dots(5.48)$$

$$t_{LH} = \frac{12H_{HL}}{U_{LH}} \dots\dots\dots(5.49)$$

14.- Calcular la mínima longitud de  $L_1$  para facilitar la separación líquido-líquido con las siguientes ecuaciones y tomar el mayor valor.

$$L_1 = \left( \frac{t_{LH} Q_{HL}}{A_{HL}} \right) \dots\dots\dots(5.50)$$

$$L_1 = \left( \frac{t_{HL} Q_{LL}}{A_{LL}} \right)$$

Redondear a los siguientes  $\frac{1}{2}$  pies.

15.- Calcular la longitud total del recipiente  $L$ :

$$L = L_1 + L_2 \dots\dots\dots(5.51)$$

16.- Calcular el tiempo de goteo  $\phi$ , usando la ecuación 5.23.

17.- Calcular la velocidad real del vapor,  $U_{RG}$ , usando la ecuación 5.24.

18.- Calcular la mínima longitud requerida para la separación líquido-vapor  $L_{MIN}$ , usando la ecuación 5.25.

19.- Si  $L < L_{MIN}$ , entonces establecer  $L = L_{MIN}$  ( la separación vapor-líquido controla). Esto da como resultado un tiempo extra de drenado y residencia. Si  $L \ll L_{MIN}$ , entonces incrementar  $H_D$  y recalculer  $A_D$  y repetir los cálculos desde el paso 6.

Si  $L > L_{MIN}$ , el dimensionamiento es aceptable para la separación vapor-líquido.

Si  $L \gg L_{MIN}$ , ( la separación de líquidos y el tiempo de drenado controla) ,  $L$  puede ser reducida y  $L_{MIN}$  aumentada si  $H_D$  es reducida.  $H_D$  puede solamente ser reducida hasta el mínimo especificado en el paso 9. Con el  $H_V$  reducida, recalculer  $A_V$  y repetir los cálculos desde el paso 9.

20.- Calcular  $L/D$ . Si  $L/D \ll 1.5$ , entonces reducir  $D$  ( a menos que esté alrededor del mínimo) y repetir los cálculos desde el paso 6. Si  $L/D \gg 6.0$ , entonces aumentar  $D$  y repetir desde el paso 6.

21.- Seleccionar el tipo de cabezales con la tabla 4-5 en el capítulo IV y calcular el espesor del tambor y cabezales de acuerdo a la tabla 4-6.

22.- Calcular el área del tambor y los cabezales de acuerdo a la tabla 4-6.

23.- Calcular el peso aproximado del recipiente de acuerdo a la tabla 4-6.

24.- Aumentar o disminuir el diámetro en incrementos de 6 plg. hasta que el  $L/D$  esté en el rango de 1.5 a 6.0.

25.- Con el dimensionamiento óptimo (mínimo peso), calcular los niveles de líquido normal y máximo.

$$H_{HLL} = D - H_V \dots\dots\dots(5.52)$$

$$A_{NLL} = A_{LLL} + \frac{V_H}{L_2} \dots\dots\dots(5.53)$$

Obtener  $H_{NLL}$  usando la tabla 4-4 del capítulo IV con  $A_{NLL}/A_T$ .

## 5.8 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR HORIZONTAL CON CUBO Y MAMPARA. (Ref. 5 y 20)

### Procedimiento:

1.- Calcular el flujo volumétrico del vapor  $Q_G$ , usando la ecuación 5.2.

2.- Calcular los flujos volumétricos de las fases líquidas ligera y pesada  $Q_{LL}$  y  $Q_{HL}$ , con las ecuaciones 5.6 y 5.7.

3.- Calcular la velocidad vertical terminal,  $U_T$ , usando la ecuación 4 (encontrar la  $K$  en la tabla 4-1 del capítulo IV) y establecer que  $U_G = 0.75U_T$ .

4.- Seleccionar el tiempo de residencia para los líquidos ligero y pesado  $\theta_{LL}$  y  $\theta_{HL}$ .

Nota: Para alimentación a tanques regeneradores de aminas,  $\theta_{HL} = 10-15$  min. Para alimentación a tanques desde una columna fraccionadora con aguas ácidas, para el servicio en refinerías,  $\theta_{HL} = 60$  min. Y para el servicio en plantas químicas,  $\theta_{HL} = 10-15$  min.

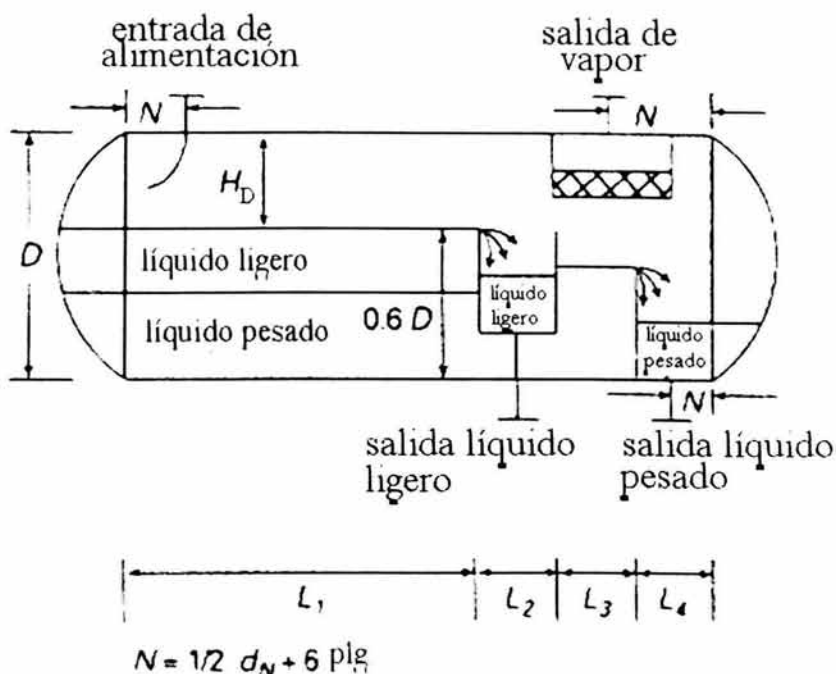


Figura 5-10 Separador horizontal con cubo y mampara.

5.- Obtener la relación  $L/D$  en la tabla 2-4 del capítulo II y calcular el diámetro de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$D = \left[ \frac{4(Q_{LL}\theta_{LL} + Q_{HL}\theta_{HL})}{0.7\pi \left(\frac{L}{D}\right)} \right]^{1/3} \dots\dots\dots(5.54)$$

Entonces calcular el área transversal total,  $A_T$ , usando la ecuación 5.21.

6.- Establecer la altura del espacio del vapor,  $H_D$ , tan grande como  $0.2D$  ó 2 pies (1 pie si no se usa eliminador de niebla). Usando  $H_D/D$  en la tabla 4-4, obtener  $A_D/A_T$  y calcular  $A_D$ .

7.- Calcular la longitud requerida para la separación líquido-líquido  $L_1$ . (Ver la figura 5-8)

$$L_1 = \frac{(Q_{LL}\theta_{LL} + Q_{HL}\theta_{HL})}{A_T - A_D} \dots\dots\dots(5.55)$$

8.- Calcular el tiempo de goteo del líquido  $\phi$ , usando la ecuación 5.23.

9.- Calcular la velocidad real del vapor  $U_{RG}$ , usando la ecuación 5.24.

10.- Calcular la mínima longitud requerida para la separación líquido-vapor  $L_{MIN}$ , usando la ecuación 5.25.

11.- Si  $L_1 < L_{MIN}$ , entonces establecer  $L_1 = L_{MIN}$  ( la separación líquido-vapor controla).

Si  $L_1 \ll L_{MIN}$ , entonces aumentar  $H_D$ , recalculer  $A_D$  y repetir los cálculos desde el paso 7.

Si  $L_1 > L_{MIN}$ , el dimensionamiento es aceptable para la separación líquido-vapor.

12.- Calcular el espesor de la capa de líquido ligero basándose en que las gotas de líquido pesado ya sedimentaron fuera de la fase ligera.

$$H_{LL} = \frac{0.00128\theta_{LL}(\Delta S_G)D_p^2}{\mu_L} \dots\dots\dots(5.56)$$

Donde:

$D_p$  = micras.

$\Delta S_G$  = la diferencia entre la gavedad específica de las fases líquidas.

13.- Calcular la diferencia de alturas entre las mamparas de los líquidos ligero y pesado.

$$\Delta H = H_{LL} \left( 1 - \frac{\rho_L}{\rho_H} \right) \dots\dots\dots(5.57)$$

14.- Diseño del cubo para el líquido ligero. Establecer el borde de la mampara de líquido ligero =  $D - H_D$ . suponer que el fondo es de 0.125D; seleccionar el tiempo de drenado y sobrealimentación (típicamente es de 5-15 min); suponer  $H_{LL}$  es 6 plg. debajo de la altura de la mampara y  $L_{LL}$  es 6 plg. encima del fondo del cubo. Usando la tabla 4-4 con  $H_{HLL}/D$  y  $H_{LLL}/D$ , calcular  $A_{HLL}$  y  $A_{LLL}$ .

Calcular la longitud del cubo  $L_2$ :

$$L_2 = \frac{(T_H + T_S)Q_{LL}}{(A_{HLL} - A_{LLL})} \dots\dots\dots(5.58)$$

15.- Suponer la longitud entre el cubo y la mampara para el líquido pesado  $L_3$ , es tan grande como  $D/12$  ó 12 plg.

16.- Diseño del compartimiento para el líquido pesado. Establecer el borde de la mampara de líquido pesado =  $D - H_D - \Delta H$  ; seleccionar el tiempo de drenado y sobrealimentación (típicamente de 5- 15 min). Suponer que  $H_{LL}$  es alrededor de 6 plg. debajo de la altura de la mampara y  $L_{LL}$  es alrededor de 6 plg. sobre el fondo del recipiente. Usando la tabla 4-4 con  $H_{HLL}/D$  y  $H_{LLL}/D$ , calcular  $A_{HLL}$  y  $A_{LLL}$ .

Calcular la longitud entre la mampara de líquido pesado y donde empieza el cabezal  $L_4$ :

$$L_4 = \frac{(T_H + T_S) Q_{HL}}{(A_{HLL} - A_{LLL})} \dots\dots\dots(5.59)$$

17.- Calcular la longitud total del recipiente  $L$ :

$$L = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 \dots\dots\dots(5.60)$$

18.- Calcular la relación  $L/D$ . Si  $L/D \ll 1.5$ , entonces disminuir  $D$  y repetir los cálculos desde el paso 5. Si  $L/D \gg 6.0$ , entonces incrementar  $D$  y repetir desde el paso 5.

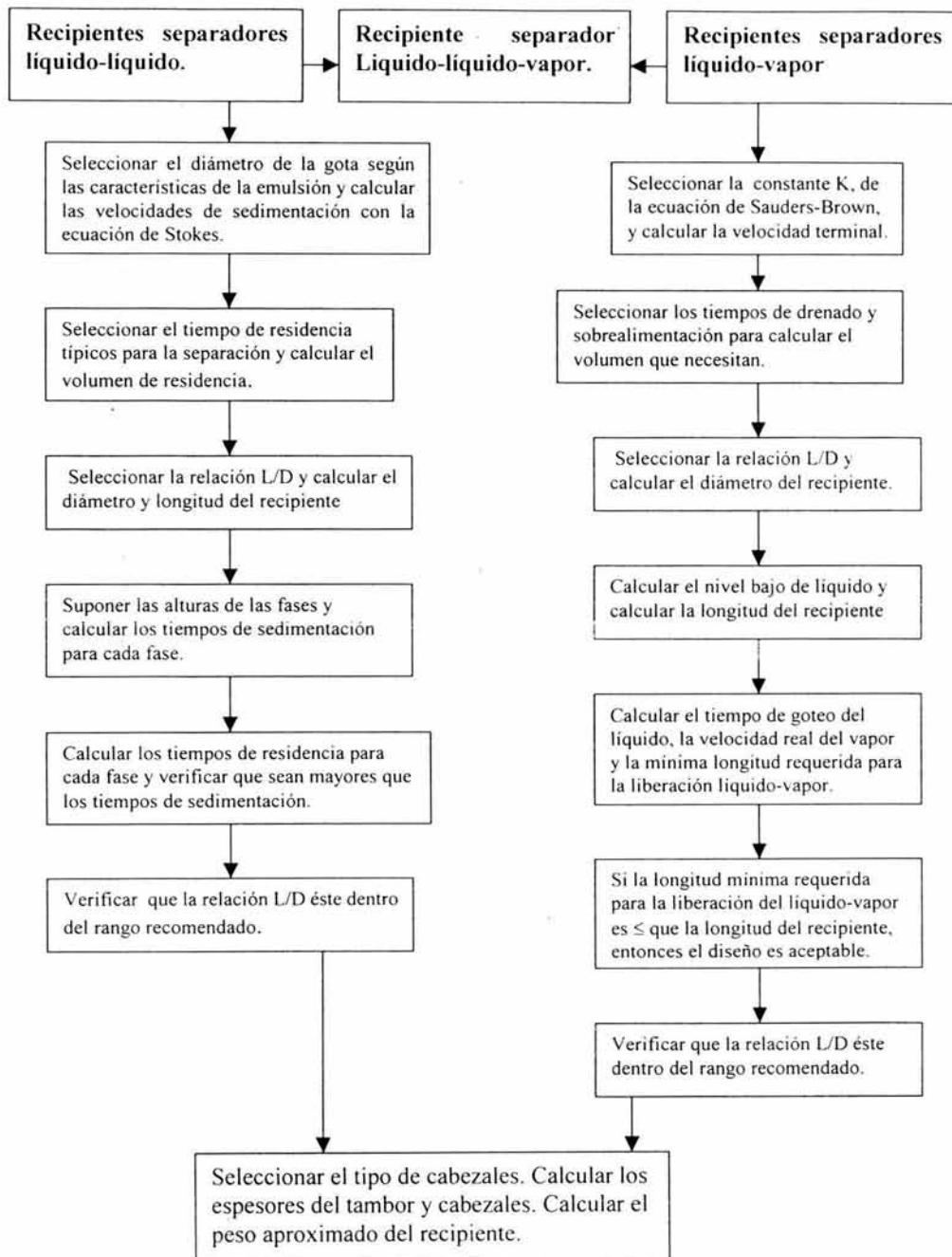
19.- Calcular el espesor del tambor y los cabezales de acuerdo a la tabla 4-6 del capítulo IV.

20.- Calcular el área superficial del tambor y de los cabezales de acuerdo a la tabla 4-6.

21.- Calcular el peso aproximado del recipiente de acuerdo a la tabla 4-6.

22.- Aumentar o disminuir el diámetro con incrementos de 6 plg. y repetir los cálculos hasta que  $L/D$  esté en el rango de 1.5 a 6.0.

## Memoria de cálculo.



## CAPITULO VI

### ACCESORIOS INTERNOS Y EXTERNOS DE LOS RECIPIENTES SEPARADORES.

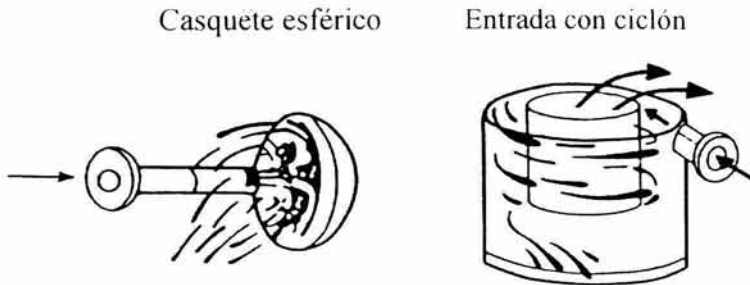
Algunos dispositivos van localizados dentro del recipiente que tienen la finalidad de facilitar el proceso de separación y prevenir posibles perturbaciones dentro del recipiente como las olas y la formación de remolinos. Los materiales de fabricación suelen ser: acero inoxidable, acero al carbón, platino, etc. Otros dispositivos externos dan la capacidad de mantenimiento del equipo obteniéndose así la seguridad del personal y del equipo.

#### 6.1 DISPOSITIVOS INTERNOS DE LOS RECIPIENTES. (Ref. 5)

##### Desviadores de alimentación.

Existen muchos tipos de desviadores de alimentación, en la figura 6-1 se muestran algunos tipos de dispositivos comúnmente usados. El primero es una mampara de choque. Estos pueden ser casquetes esféricos, placas planas, un ángulo de hierro, un cono; estos logran un cambio rápido en la dirección y la velocidad de los flujos y así liberar el gas de un líquido. El diseño de estas mamparas se determina principalmente por la estructura del soporte requerida para resistir el impacto de los flujos. La ventaja de usar estos dispositivos como la media esfera o el cono es que crean menos perturbaciones que las placas o ángulos de hierro, reducen el sobre arrastre y los problemas de emulsificación.

El segundo dispositivo es un ciclón de alimentación que usa la fuerza centrífuga, en lugar de la agitación mecánica, para liberar el gas de un líquido. Este dispositivo puede tener una chimenea ciclónica o puede usar un flujo tangencial que se agita alrededor de las paredes. Estos dispositivos usan generalmente una boquilla de entrada que debe crear una velocidad de flujo suficiente de aproximadamente 20 pies/s alrededor de la chimenea cuyo diámetro no es más grande que  $2/3$  del diámetro del recipiente.



. Figura 6-1 Desviadores de alimentación.



### Rompe olas.

En un recipiente horizontal de gran longitud es necesario instalar un rompe olas, éstos son mamparas verticales que cruzan la interfase gas-líquido y son perpendiculares al flujo.

### Placas antiespuma.

La espuma en la interfase puede ocurrir cuando las burbujas de gas son liberadas desde el líquido. Esta espuma puede ser estabilizada con la adición de químicos a la entrada. Muchas veces una solución más eficaz es forzar a que la espuma pase a través de una serie de placas paralelas inclinadas o tubos como se muestra en la figura 6-2, con el fin de ayudar a coalescer las burbujas de la espuma.

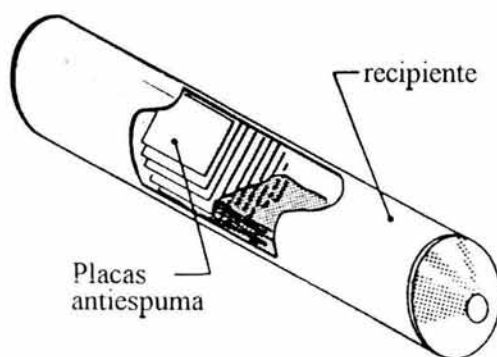


Figura 6-2 Placas antiespuma.

### Rompe Remolinos.

Es normalmente una gran idea instalar un rompe remolinos como se muestra en la figura 6-3 para impedir que se forme un remolino cuando la válvula de control del líquido esté abierta. Un remolino puede aspirar algún gas fuera del espacio del vapor y puede ser arrastrado hasta la salida del líquido. Los rompe remolinos son placas entrecruzadas que se colocan a la entrada de las boquillas de salida de líquidos. Las dimensiones se pueden observar en la figura donde  $d$  es el diámetro de la boquilla.

### Placas coalescedoras.

Es posible usar varias placas o tubos diseñados para ayudar a coalescer a las gotas de líquido pesado en la fase ligera y las gotas de líquido ligero en la fase pesada. Pruebas recientes con placas coalescedoras indican que puede ser posible minimizar el tamaño del recipiente usando estas placas. A causa de las posibilidades de taparse, las placas coalescedoras solo son recomendables cuando se quiera extender la capacidad de un separador ya existente o cuando hay severas limitaciones de espacio.

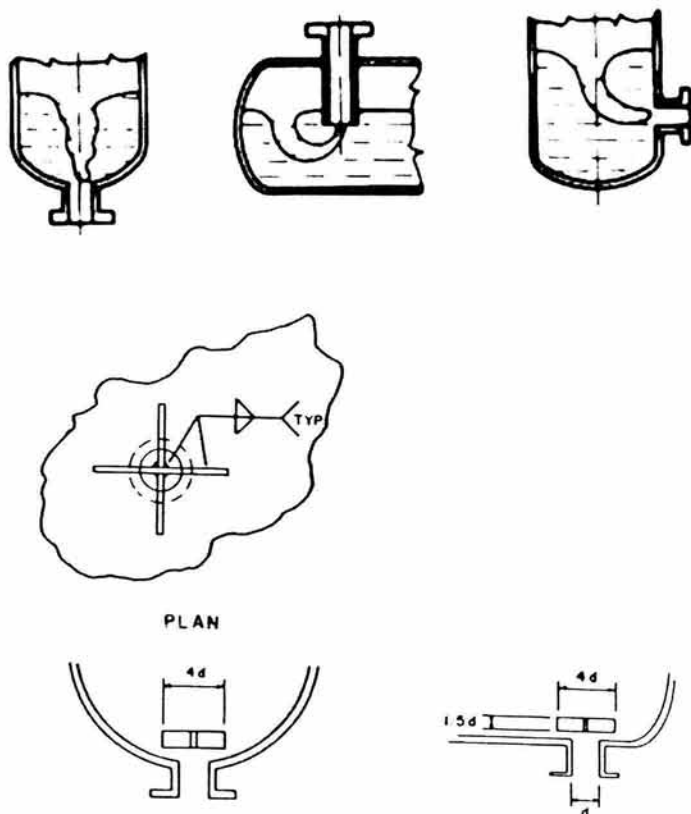


Figura 6-3 Rompe remolinos.

### Removedores de arena y drenes.

En los separadores líquido-líquido-vapor, una preocupación es la acumulación de arena y sólidos en el fondo del recipiente. Si se permite la acumulación, estos sólidos afectan la operación del separador al tomar volumen del recipiente. Generalmente los sólidos se asientan en el fondo y llegan a formar capas bien comprimidas. Para remover los sólidos, los drenes de arena son abiertos de una manera controlada y entonces se bombea un fluido (frecuentemente agua) a alta presión a través de un chorro para agitar los sólidos y removerlos hasta los drenes.

Los removedores de arena son normalmente diseñados con una velocidad de chorro de 20 pies/s y se apuntan de tal manera que den un buen tratamiento al fondo del recipiente. Para prevenir que la arena se establezca y obstruya los drenes de arena, se usan platos de arena. Estos son platos invertidos con una ranura en un lado para abrirlas.

## 6.2 ELIMINADORES DE NIEBLA.

En cualquier proceso donde gases y líquidos están en íntimo contacto, hay niebla que se genera por el arrastre de gotas de líquido dentro del flujo de gas. La formación de algunas nieblas frecuentemente resultan por procesos ineficientes y productos perdidos en evaporadores, columnas de destilación, limpiadores de gases. El arrastre de gotas en una corriente de gas puede ser causada por dos mecanismos básicos: acción mecánica y la condensación. Basándose en la causa del arrastre de gotas, se puede tomar una buena estimación del tamaño de las gotas. Por supuesto, el tamaño de las gotas es afectado por las propiedades físicas del líquido; por ejemplo altas viscosidades generan grandes gotas, así como líquidos con alta tensión superficial. En la siguiente tabla 6-1 se observan los rangos del tamaño de la gota en algunos mecanismos.

**Tabla 6-1** Tamaños de las gotas en algunos mecanismos. (Ref. 12)

CONDENSACIÓN		ACCIÓN MECÁNICA	
Mecanismo	Tamaño, $\mu\text{m}$	Mecanismo	Tamaño, $\mu\text{m}$
Reacción química	0.1 - 8	Cortados desde la superficie con cambios de calor.	6- 900
Desde vapor saturado	0.1- 30	Arrastrados desde columnas de platos y empacadas	8- 700
Formadas en superficies con cambios de calor	20- 700	Atomizadores	30- 1000

Estas nieblas pueden causar serios daños a los equipos rotativos. Por lo tanto, se necesita conocer cuál es el mejor dispositivo para remover las gotas de líquido de un flujo de gas. Actualmente, se puede seleccionar de entre muchas clases de dispositivos conocidos como eliminadores de niebla. Antes de llegar a la selección tenemos que conocer algunos importantes factores:

- El tamaño de la gota que el separador debe remover.
- La caída de presión que puede ser tolerada para lograr la remoción de gotas deseada.
- Susceptibilidad del separador para taparse por sólidos, si los hay.
- La capacidad de manejo de líquidos del separador.
- La disponibilidad de los materiales de construcción que sean compatibles con el proceso.
- Costo del eliminador de niebla y otros requerimientos del recipiente, tubos, instrumentación, etc.

## Eliminadores de niebla por impacto.

De todos los tipos de eliminadores de niebla, el eliminador por choque tiene una amplia aplicación en los procesos químicos industriales, principalmente porque ofrece un buen balance entre eficiencia, rango de operación, caída de presión, requerimientos y costo de instalación. Estos dispositivos consisten en veletas, mallas eliminadoras o lechos de fibras, dependiendo de los requerimientos del proceso.

Una gota se captura por tres mecanismos cuando se aproxima a la superficie del eliminador de niebla (llamado blanco) los cuales son impacto por inercia, difusión Browniana, intercepción directa. Ver la figura 6-4.

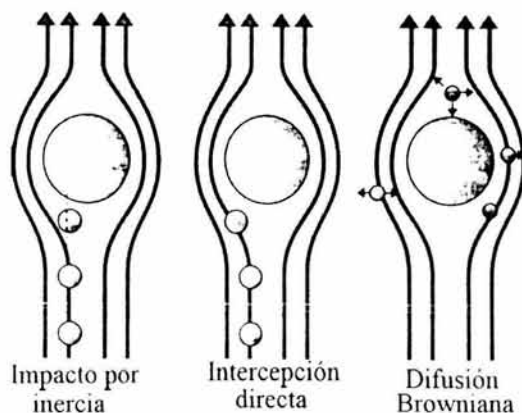


Figura 6-4 Los tres mecanismos básicos de captura de partículas por impacto. (Ref. 12)

**Impacto por inercia:** A causa de su masa, ciertas partículas en la corriente gaseosa, tienen suficiente momentum para romper a través del flujo laminar del gas y continuar en línea recta hasta que choca con el blanco (ver figura 6-4). El número de separación se expresa con la siguiente ecuación:

$$N_{SI} = \frac{K_M \rho_L D_p^2 V}{18 \mu D_b}$$

$N_{SI}$  = número de separación

$D_p$  = diámetro de la gota

$\rho_L$  = densidad del líquido

$D_b$  = diámetro del blanco

$\mu$  = viscosidad del gas

$V$  = velocidad del gas

$K_M$  = factor de corrección de Stokes-Cunningham

El valor de  $K_M$ , puede ser de 1.0 para tamaños de gotas tan grandes como 15 $\mu\text{m}$ . (ref 12)

**Intercepción directa:** Hay también partículas con diámetros muy pequeños, estas no tienen el suficiente momentum para romper el flujo laminar del gas, por lo tanto tales partículas son transportadas alrededor del objeto por el flujo gaseoso. De cualquier modo, si el flujo laminar donde la partícula viaja tiende a acercarse al blanco hasta una distancia donde al menos la mitad de la partícula pueda tocar el blanco entonces, puede ser recolectada. El número de separación en este caso es  $N_{SD}$ .

$$N_{SD} = \frac{D_p}{D_b}$$

**Difusión Browniana:** Finalmente, todavía hay partículas aun más pequeñas, generalmente menos de  $1.0\mu\text{m}$  en diámetro, estas manifiestan movimientos al azar causados por colisiones con las moléculas del gas. Estos movimientos al azar pueden causar que estas partículas pequeñas choquen con el blanco y así ser colectadas, aun si la velocidad del gas es cero. El número de separación  $N_{SB}$ , se expresa con la siguiente ecuación:

$$N_{SB} = \frac{D_v}{VD_b}$$

La relativa importancia de cada uno de los mecanismos para una aplicación dada puede ser determinada por comparación de los parámetros dimensionales conocidos como número de separación. Ver la figura 6-5.

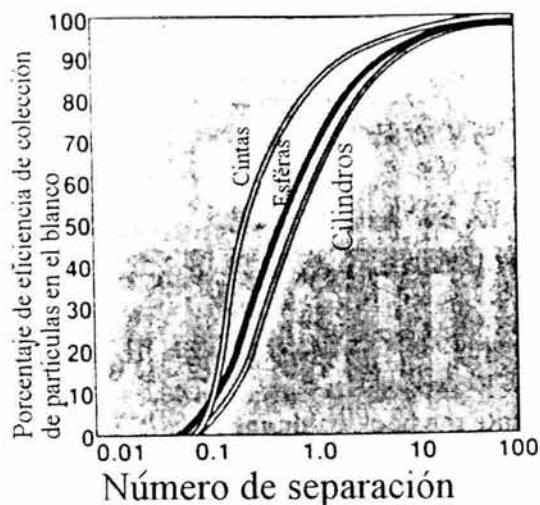


Figura 6-5 Eficiencias de los blancos, esferas, cilindros y cintas. (Ref 12)

### Eliminadores de niebla tipo veletas. (vanes)

Este tipo de eliminador de niebla consiste en una serie de placas paralelas con cambios direccionales donde se fuerza al flujo de gas a ser tipo laminar, la superficie de las placas son el blanco donde las gotas chocan y caen a un colector de líquido. Estos eliminadores son dimensionados por los fabricantes para asegurar un flujo tipo laminar y tener una mínima caída de presión.

Las más comunes son las placas tipo Chevron-Shaped, el espacio entre las placas es de 5 a 75 mm, con un total de profundidad en la dirección del flujo de 150 a 300 mm. El diseño se basa en la velocidad que se expresa con la siguiente ecuación.

$$V = K \left( \frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2}$$

Donde el factor K, es el coeficiente de Saunder-Brown que se determina experimentalmente para cada geometría de placas y está en un rango de 0.3 a 1 pies/s en diseños típicos. Entonces el primer mecanismo de colección es el de impacto por inercia, en bajos valores de K las gotas pueden permanecer en el flujo laminar de gas y pasar a través del dispositivo sin ser colectado.

En experimentos con las placas tipo Chevron, el eliminador muestra una eficiencia de separación de gotas que se expresa con la siguiente ecuación:

$$\eta = 1 - \exp \left[ \frac{-V_t m W \theta}{57.3 * V b \tan \theta} \right]$$

$\eta$  = Eficiencia del blanco para colección de partículas.

$V_t$  = Velocidad terminal de sedimentación.

$W$  = ancho de la veletas.

$b$  = espacio entre las placas.

$V$  = velocidad del gas.

$\theta$  = Angulo formado.

$m$  = número de lechos.

Ver la figura 6-6.

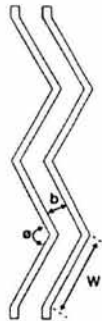


Figura 6-6 Veletas tipo chevron.

La caída de presión es expresada así:

$$\Delta P = \sum \frac{1.02 * 10^{-3} C \rho_G V_a^2 A_p}{2 A_t}$$

$\Delta P$  = Caída de presión

$C$  = coeficiente de arrastre.

$V_a$  = velocidad real del gas ( $= V/\cos \theta$ )

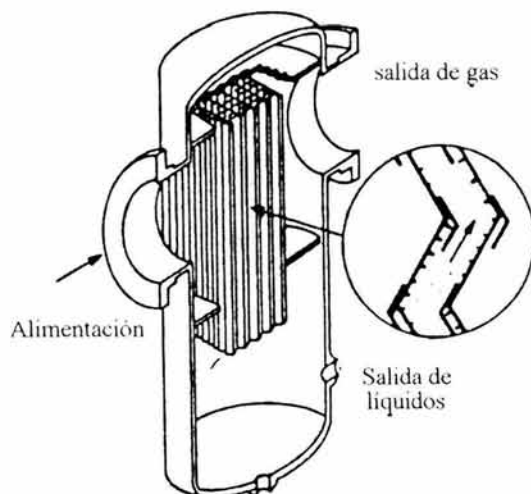
$A_p$  = Área de proyección de una fila de las veletas.

$A_t$  = Área transversal.

$\rho_G$  = densidad del gas.

Estos dispositivos son frecuentes en procesos donde el líquido arrastrado está contaminado con sólidos insolubles o donde hay grandes cargas de líquido en el flujo gaseoso. Por ejemplo en las unidades de desulfuración de gases de combustión donde principalmente usan piedra caliza suspendida para limpiar las cenizas extraídas de los gases, con apropiados lavados, los eliminadores de niebla tipo veletas pueden proveer de una larga vida de duración para este servicio en estas condiciones.

Típicamente, estos eliminadores son menos eficientes en remover pequeñas gotas. Sus aplicaciones de diseño están limitadas para gotas tan grandes como 40  $\mu\text{m}$ . Un diseño de alta eficiencia puede remover hasta gotas de 15  $\mu\text{m}$  de diámetro. Pero en cambio la caída de presión de estos dispositivos es baja, como de 10 a 15 mm  $\text{H}_2\text{O}$ .



**Figura 6-7** Eliminadores de niebla tipo veletas.

### Malla eliminadora de niebla.

El dispositivo más común encontrado en los procesos químicos industriales es la malla eliminadora de niebla. (Wire mesh) Está hecha de finos alambres tejidos y entrelazados, que pueden ser de acero inoxidable, los cuales son enrollados y empacados en forma de cilindro. Las rejillas soporte se colocan entre el techo y el fondo del dispositivo y deben ser lo suficientemente fuertes soportar el peso de la malla eliminadora y tener una suficiente área libre para el flujo.

Las gotas de líquido chocan con el tejido de alambre y entonces coalescen. El eliminador se construye con alambre de un diámetro de 0.10 a 0.28 mm. y con una típica fracción de vacío de 0.95 a 0.99. La efectividad de la malla depende en gran parte de que la velocidad del gas se encuentre en un rango adecuado para su correcto funcionamiento. Si la velocidad es demasiado alta, las gotas de líquido que chocan pueden introducirse y por lo tanto inundar la malla. Si la velocidad es demasiado baja, el vapor apenas se esparcirá a través de la malla sin que las gotas choquen y sin coalescer.

La construcción es frecuentemente especificada requiriendo un cierto espesor (generalmente de 3 a 7 plg.) y la densidad de la malla es generalmente de 10 a 12 lb/pies<sup>3</sup>. La experiencia indica que una malla eliminadora de niebla propiamente clasificada según el tamaño puede remover un 99% de las gotas de diámetro de 10 micras y más grandes. Aunque los eliminadores de malla son baratos, también son fáciles de taparse.

Con respecto a la eficiencia de recolección de gotas se expresa con la siguiente ecuación: (Ref. 12)

$$\eta = 1 - \exp\left[-\left(\frac{2}{3}\right)\pi a H \eta_i\right]$$

$\eta$  = eficiencia

$a$  = área superficial/ volumen de la malla eliminadora de niebla.

$H$  = espesor de la malla eliminadora.

$\eta_i$  es la eficiencia de recolección de partículas en el blanco y se obtiene de la figura 6-5. En algunos casos se puede mejorar la eficiencia colocando dos unidades en serie.

La caída de presión a través de la malla eliminadora es una combinación de la caída de presión seca debido al flujo de gas solamente y además la caída de presión mojada debido a la retención del líquido. La caída de presión seca se calcula con la siguiente ecuación: (Ref. 12)

$$\Delta P_{dry} = \frac{f H a \rho_c V^2}{981 \epsilon^3}$$

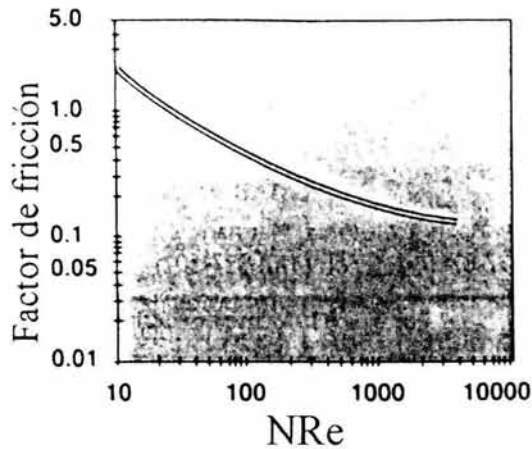
$\epsilon$  = fracción vacía.

$V$  = velocidad del gas.

El valor del factor de fricción  $f$  se obtiene de la figura 6-8.

La caída de presión mojada es función de la carga de líquido, así como la geometría de la malla eliminadora, esta se obtiene sobre un gran rango de velocidades del gas y cargas de líquido.

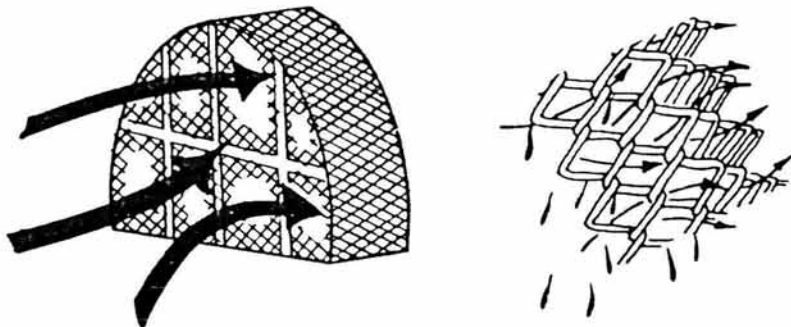




**Figura 6-8** Factor de fricción en función del  $N_{Re}$ , para la caída de presión seca en la malla eliminadora. (Ref. 12)

#### Porqué la malla eliminadora es la más popular.

Muchos problemas de eliminación de niebla se resuelven con la remoción de gotas de tamaño de 3 a 5  $\mu\text{m}$  de diámetro. También la caída de presión es generalmente aceptable si es menor de 25 mm  $\text{H}_2\text{O}$ . De todos los eliminadores de niebla disponibles, solo la malla eliminadora cuenta con ambos requerimientos. Además tiene un buen manejo de las cantidades de flujos de gas, tiene un bajo costo, el tamaño es otro factor ya que va dentro del equipo. La malla eliminadora tiene un excelente rango de operación efectivo entre el 30 y el 110% de la capacidad de diseño. Sistemas con solventes o sólidos solubles en el líquido arrastrado pueden ser fácilmente manejados en estas mallas eliminadoras con sistemas de lavado con atomizadores.



**Figura 6-9** Malla eliminadora de niebla.

El material de construcción de los alambres es generalmente de acero inoxidable, también se utilizan otros materiales como polipropileno, teflón, cobre, níquel, aluminio, etc. Ver las siguientes tablas 6-2 y 6-3.

**Tabla 6-2** Tipos de malla disponibles en acero inoxidable.(Ref. 12 )

Número de serie	Volumen libre %	Densidad lb/pies <sup>3</sup>	Área superficial/ Volumen pies <sup>2</sup> /pie <sup>3</sup>	Aplicaciones
9001	97.5	12	200	Alta eficiencia, para servicios de lavado
9033	97.5	12	120	Para servicio pesado
9032	97.75	10.5	105	Para uso general
9030	98	9	90	Estándar, para cualquier servicio
9030-L-2	98	9	150	Alta eficiencia para finos arrastres
9059	98.5	7	115	Finos arrastres
9036	98.75	6	60	Alta velocidad, para servicios secos
4530	98.75	6	60	Alta velocidad, para servicios de lavado
4536	99	4.5	45	Mínima caída de presión, para servicios secos

**Tabla 6-3** Tipos de mallas disponibles en diferentes materiales. (Ref. 12.)

Material	Número de serie	Volumen Libre %	Densidad Lb/pies <sup>3</sup>	Área superficial superficial/ Volumen pies <sup>2</sup> /pies <sup>3</sup>	Aplicaciones.
Lana de vidrio	9036	93	12	450	Para muy finas nieblas
	9048	95	8.25	300	Para finas nieblas
Polipropileno	9008	95	2.75	320	Alto rendimiento en nieblas ácidas
	9030	93	4.5	250	Nieblas ácidas y entrada a máquinas marinas con una mínima caída de presión.
	9036	95	2.75	150	
9048	97	2	110		
Multifilamentos (Lana de vidrio/ acero inoxidable)	9033	94	19	340	Para nieblas finas donde se permite el acero inoxidable y una mínima caída de presión es importante
	9030	95	13.5	250	
	9036	96	9	160	
Teflón	9048	94	8	250	Para condiciones altamente corrosivas
Hostaflon	9048	95	5.25	220	

### Lechos de fibras.

Más especializados que los anteriores eliminadores de niebla es el eliminador tipo lecho de fibras. En costo y caída de presión solo es económico cuando se desea remover partículas de menos de  $2.0 \mu\text{m}$  de diámetro. Las fibras usadas en este dispositivo son generalmente de diámetros de menos de  $0.02 \text{ mm}$ , para capturar las gotas. Hay dos clases, dependiendo de la forma de captura de la gota, impacto por inercia y difusión Browniana o intercepción. El flujo del gas y líquido debe ser horizontal, porque el lecho de fibras tiene una gran densidad de empaçado, el drenado de líquido es limitado ya que el líquido es eventualmente empujado a través de las fibras hasta ser drenado por un lado del dispositivo. El área superficial del lecho de fibras es de 3 a 150 veces que el de la malla eliminadora, ocupando el mismo volumen.

La mejor aplicación del lecho de fibras es cuando se requiere eliminar nieblas formadas en reacciones químicas tales como ácidos sulfúricos, fosfóricos y nítricos.

Tabla 6-4 Resumen eliminadores de niebla. (Ref. 12)

TIPO DE ELIMINADOR	ELIMINADOR DE MALLA	ELIMINADOR TIPO VELETAS	ELIMINADOR DE LECHO DE FIBRAS
Costo	Bajo	2-3 veces el costo de un eliminador de malla	Alto
Eficiencia	100% ( para gotas de $3-10 \mu\text{m}$ )	100% ( para gotas $> 10-40 \mu\text{m}$ )	Arriba de 99.9% ( para gotas $< 3 \mu\text{m}$ )
Caída de presión	$< 25 \text{ mm H}_2\text{O}$	$< 15 \text{ mm H}_2\text{O}$	$100-300 \text{ mm H}_2\text{O}$
Capacidad de gas	Bueno	Arriba de dos veces la capacidad de la malla eliminadora.	Bajo
Capacidad de líquido	Bueno	Excelente	Bajo
Sólidos	Bueno	Excelente	Solamente partículas solubles.

Algunos separadores tienen eliminadores de niebla centrífugos que hacen que las gotas de líquidos sean separadas por la fuerza centrífuga. Estos pueden ser más eficientes que cualquiera de los tres antes descritos y pueden ser menos susceptibles a taparse. Sin embargo no son muy comunes en las operaciones de producción porque su eficiencia de eliminación es sensible a pequeños cambios en los flujos. Además estos requieren relativamente de grandes caídas de presión para crear la fuerza centrífuga.

### 6-3 BOQUILLAS.

Las tuberías que llevan y extraen flujos del recipiente, están unidas a pequeñas secciones de tubo, soldadas a la pared del recipiente. Esas conexiones se llaman boquillas; además permiten la interconexión de un recipiente con instrumentos y otros equipos de proceso. Las boquillas pueden unirse al tubo por medio de uniones roscadas o bridadas, las uniones roscadas se limitan a diámetros menores de 3 plg. y las uniones bridadas pueden usarse después de 2 plg. de diámetro. Las uniones roscadas tienen un inconveniente en los recipientes a presión ya que pueden presentar fugas, por lo cual las uniones bridadas son preferidas por permitir un mejor ajuste y facilidad de instalación.

#### **Boquillas de proceso.**

En los recipientes horizontales la alimentación se puede localizar en un extremo del recipiente en la parte superior cerca del cabezal, y la descarga se localiza en el otro extremo para aprovechar la longitud del recipiente para que se lleve a efecto la separación completa de las fases continuas; sin embargo debido a que generalmente hay asentamientos de sólidos o líquidos más pesados, la descarga se debe colocar ligeramente arriba del fondo, instalándose a continuación las boquillas de drenes pertinentes en las partes más bajas del recipiente para drenar completamente esos asentamientos. En los recipientes verticales, la alimentación se localiza en la parte lateral del cilindro y la descarga del líquido en el fondo.

El dimensionamiento de las boquillas está sujeta a los diámetros de tubería de conexión para evitar contracciones y expansiones del flujo, caídas de presión excesivas, esfuerzos en las tuberías y el costo. Para el dimensionamiento de estas tuberías se utilizarán los criterios como: velocidad permisible, caídas de presión, régimen de flujo. ( En el caso de flujo a dos fases) En el apéndice D se dan las dimensiones de las boquillas.

#### **Procedimiento de dimensionamiento de tuberías para flujos incompresibles, compresibles y flujo a dos fases.**

Para el dimensionamiento de la tubería se deberán utilizar los criterios de velocidad recomendada y caída de presión permisibles; en el caso de flujo a dos fases (una fase líquida y una gaseosa) existen varios tipos de flujos, para tubería horizontal y vertical, el criterio en este caso es evitar algunos patrones de flujo crítico que pueden causar erosión en las tuberías, vibraciones, velocidades de impacto que pueden dañar a los equipos a los que están conectados.

#### **Flujo incompresible. (Ref. 8)**

Los datos requeridos son la densidad del fluido y el flujo másico. Este método es para flujo totalmente turbulento.

1.- Suponer una velocidad,  $V_{sup}$ . ( Para suponer una velocidad se usará el criterio de las velocidades recomendables en el apéndice A) y calcular el diámetro interno con la siguiente ecuación:

$$d = \left[ 0.0509 \left( \frac{W}{\rho V_{sup}} \right) \right]^2, \text{ plg.}$$

2.- Con este diámetro interno  $d$ , seleccionar la medida nominal comercial y su diámetro interno  $d_{nom}$  de tubería en el apéndice B.

3.- Calcular el flujo volumétrico con la siguiente ecuación:

$$Q = \frac{W}{\rho 3600}, \frac{\text{pies}^3}{s}$$

4.- Calcular la velocidad real  $V_{real}$ , con el diámetro interno nominal comercial  $d_{nom}$ .

$$V_{real} = 183.3 \left( \frac{Q}{d_{nom}^2} \right), \frac{\text{pies}}{s}$$

5.- Iterar hasta que  $V_{real} \cong V_{sup}$ .

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

$$\Delta P = 0.001294 \left( \frac{fL\rho V_{real}^2}{d_{nom}} \right), \text{ psi}$$

$$\Delta P_{100} = 0.1294 \left( \frac{f\rho V_{real}^2}{d_{nom}} \right), \text{ psi}$$

$W$  = flujo másico, lb/hr.

$Q$  = Flujo volumétrico, pies<sup>3</sup>/s.

$\rho$  = densidad del líquido, lb/pie<sup>3</sup>.

$V_{sup}$  = velocidad supuesta, pies/s

$V_{real}$  = velocidad real, pies/s.

$d_{nom}$  = diámetro interno nominal, plg.

$L$  = longitud de tubería, pies.

$f$  = factor de fricción (usar apéndice B)

$\Delta P$  = caída de presión, psi.

### Flujo compresible. (Ref. 8)

El siguiente método es una simplificación de la fórmula de Darcy, en el cual se considera que la caída de presión a través de la línea no es significativa ( menos de 10% de la presión total), y que el flujo es turbulento. Este método elimina el factor de fricción de la fórmula de Darcy, por lo que se usa en líneas cortas dentro del límite de batería. El error comparado

con la formula de Darcy es de un 5%. Los datos requeridos son la densidad y el flujo másico.

1.- Suponer una caída de presión  $\Delta P_{100}$  (para suponer una caída de presión usar los criterios de  $\Delta P_{100}$  permisible en el apéndice A) y obtener  $C_1$  en la figura 6-10 con  $W$ .

2.- Calcular  $C_2$  con la siguiente ecuación:

$$C_2 = \frac{\Delta P_{100} \rho}{C_1}$$

3.- Con  $C_2$ , obtener el diámetro interno nominal de tubería comercial en la tabla 6-5. Con  $C_2^*$  inmediata inferior de  $C_2$ , calcular la caída de presión real  $\Delta P_{100 \text{ real}}$ .

$$\Delta P_{100 \text{ real}} = \frac{C_1 C_2^*}{\rho}$$

4.- Iterar hasta que  $\Delta P_{100 \text{ real}} \cong \Delta P_{100}$ .

$C_1$  = factor de descarga

$C_2$  = factor de diámetro

$W$  = flujo masico, lb/hr.

$\rho$  = densidad del gas o vapor, lb/pie<sup>3</sup>.

$\Delta P_{100}$  = caída de presión por cada 100 pies de tubería, psi.

### Flujo a dos fases (líquido-gas). (Ref. 13)

El flujo a dos fases se presenta cuando simultáneamente existen en la tubería dos estados, líquido y gaseoso. En el flujo a dos fases existen varios patrones de flujo ( ver figura 6-11), los cuales son:

- **Anular.** El líquido forma una película alrededor de la pared del tubo y el gas fluye a mayor velocidad en el centro.
- **Anular con niebla.** Parte del líquido es atrapado en el gas en pequeñas gotitas.
- **Burbuja.** Burbujas de gas se mueven a lo largo aproximadamente a la misma velocidad del líquido.
- **Estratificado.** El líquido fluye a lo largo del fondo del tubo y el gas fluye encima de la interfase gas-líquido.
- **Ondas.** Es similar al estratificado excepto por la interfase que es distorsionada en olas moviéndose en la dirección del flujo.
- **Tapón.** Tapones de gas y líquido se mueven a lo largo del tubo.
- **Disperso.** Casi todo el líquido es atrapado en el gas formando pequeñas gotitas.

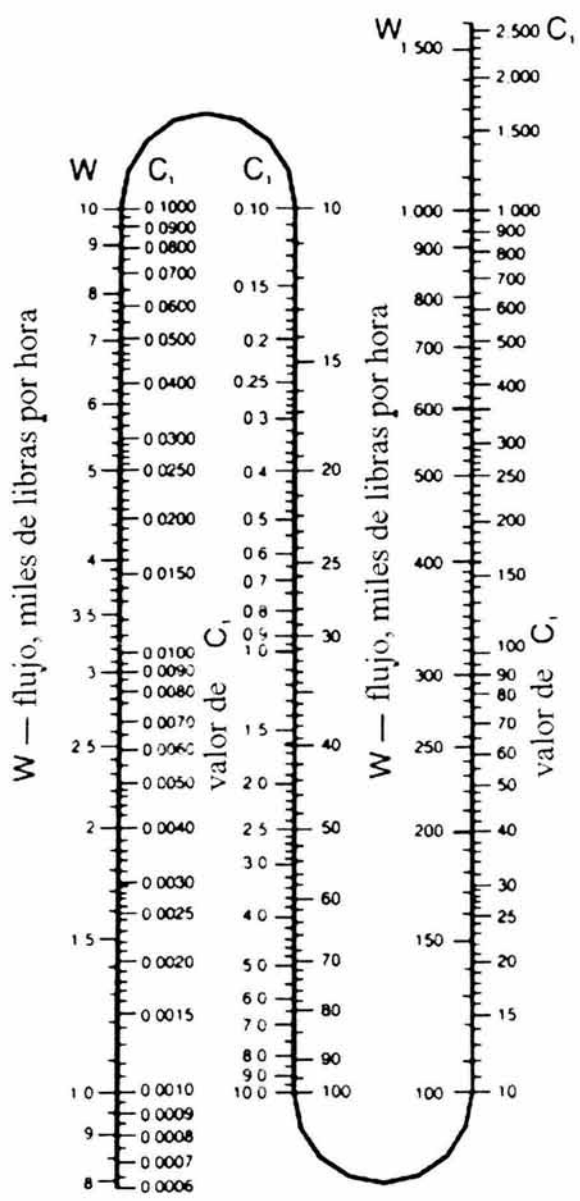
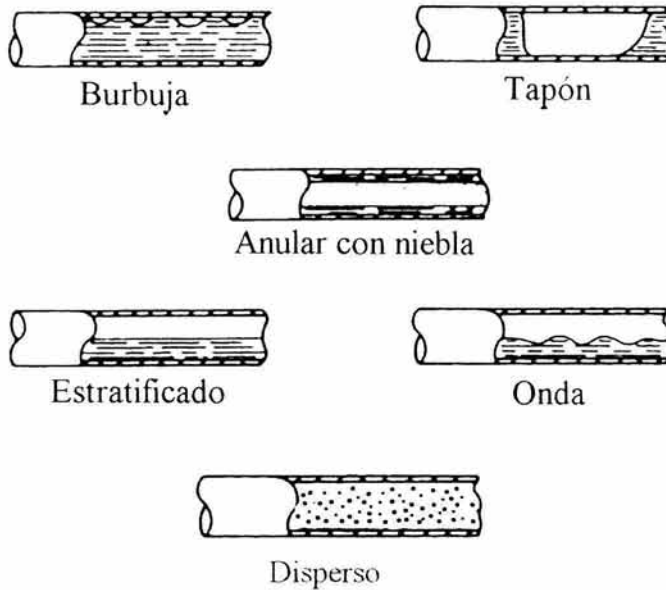


Figura 6-10. Factor de descarga  $C_1$ . (Ref. 8)

Tabla 6-5. Valores de C<sub>2</sub>. (Ref. 8)

Díámetro nominal de tubería	Cédula	valor de C <sub>2</sub>	Díámetro nominal de tubería	Cédula	valor de C <sub>2</sub>	Díámetro nominal de tubería	Cédula	valor de C <sub>2</sub>
1/8	40 s	7 920 000	6	40 s	0.610	18	40 x	0.005 49
	80 x	26 200 000		80 x	0.798		60	0.006 12
1/4	40 s	1 590 000	120	1.015	80		0.007 00	
	80 x	4 290 000	160	1.376	100		0.008 04	
3/8	40 s	319 000	xx	1.861	120		0.009 26	
	80 x	718 000	8	20	0.133		140	0.010 99
1/2	40 s	93 500		30	0.135		160	0.012 44
	80 x	186 100	40 s	0.146	20		10	0.002 47
160	430 000	60	0.163	20			0.002 56	
xx	11 180 000	80 x	0.185	s			0.002 66	
3/4	40 s	21 200	100	0.211		30	0.002 76	
	80 x	36 900	120	0.252		x	0.002 87	
1	160	100 100	140	0.289		40	0.002 98	
	xx	627 000	xx	0.317		60	0.003 35	
1 1/4	40 s	5 950	160	0.333		80	0.003 76	
	80 x	9 640	10	20		0.039 7	100	0.004 35
160	22 500	30		0.042 1		120	0.005 04	
xx	114 100	40 s	0.044 7	140	0.005 73			
1 1/2	40 s	1 408	60 x	0.051 4	160	0.006 69		
	80 x	2 110	80	0.056 9	24	10	0.001 41	
160	3 490	100	0.066 1	20 s		0.001 50		
xx	13 640	120	0.075 3	30 x		0.001 61		
2	40 s	627	140	0.090 5		40	0.001 69	
	80 x	904	160	0.105 2		60	0.001 91	
160	1 656	12	20	0.015 7		80	0.002 17	
xx	4 630		30	0.016 8		100	0.002 51	
2 1/2	40 s	169	s	0.017 5		120	0.002 87	
	80 x	236	40	0.018 0		140	0.003 35	
160	488	x	0.019 5	160		0.003 85		
xx	899	60	0.020 6	24	10	0.000 534		
3	40 s	66.7	80		0.023 1	20 s	0.000 565	
	80 x	91.8	100	0.026 7	x	0.000 597		
160	146.3	120	0.031 0	30	0.000 614			
xx	380.0	140	0.035 0	40	0.000 651			
3 1/2	40 s	21.4	160	0.042 3	60	0.000 741		
	80 x	28.7	14	10	0.009 49	80	0.000 835	
160	48.3	20		0.009 96	100	0.000 972		
xx	96.6	30 s	0.010 46	120	0.001 119			
4	40 s	10.0	40	0.010 99	140	0.001 274		
	80 x	13.2	x	0.011 55	160	0.001 478		
4 1/2	40 s	5.17	60	0.012 44	Nota Las letras S, X, XX en las columnas del número de cédula indican tubería estándar extrafuerte y doble extrafuerte respectivamente			
	80 x	6.75	80	0.014 16				
120	8.94	100	0.016 57					
160	11.80	120	0.018 98					
xx	18.59	140	0.021 8					
5	40 s	1.59	160	0.025 2				
	80 x	2.04	16	10		0.004 63		
120	2.69	20		0.004 83				
160	3.59	30 s	0.005 04					
xx	4.93							





**Figura 6-11** Patrones de flujo a dos fases.

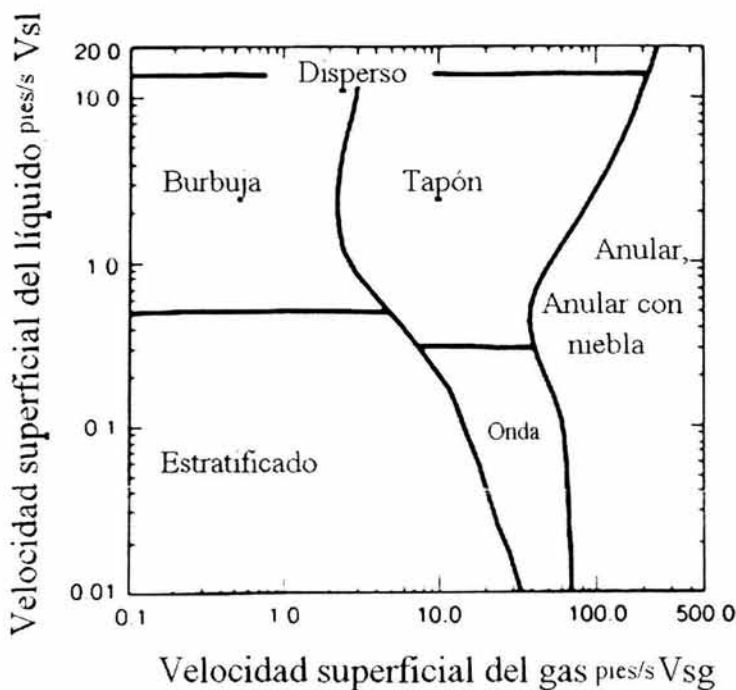
Muchos mapas empíricos determinan los patrones de flujo en función de las propiedades de los fluidos y de las velocidades de flujo. Uno de los más comunes es el de Mandhane para tuberías horizontales (figura 6-12). Mandhane propone una corrección para flujos horizontales con las propiedades de los fluidos como tensión superficial, densidad, para las velocidades superficiales, pero concluye que los efectos de las propiedades de los fluidos son insignificantes.

Las coordenadas para este mapa son:

$$V_{SL} = \frac{Q_L}{\pi \left( \frac{d}{12} \right)^2}, \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$$V_{SG} = \frac{Q_G}{\pi \left( \frac{d}{12} \right)^2}, \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$V_{SL}$  = Velocidad superficial del líquido, pies/s.  
 $V_{SG}$  = Velocidad superficial del gas, pies/s.  
 $Q_L$  = flujo volumétrico de líquido, pies<sup>3</sup>/s  
 $Q_G$  = flujo volumétrico de gas, pies<sup>3</sup>/s  
 $d$  = Diámetro interno del tubo, plg.



**Figura 6-12** Mapa de Mandhane para flujo a dos fases en tuberías horizontales. (Ref. 13)

Para tuberías verticales con flujos ascendentes, se utilizará el mapa de Asis. (Figura 6-13)  
 Las coordenadas para este mapa son parecidas a las Madhane, excepto por la corrección  
 con las propiedades de los fluidos. ( densidad y tensión superficial)  
 Las coordenadas son las siguientes:

$$N_x = V_{SG} \left( \frac{\rho_G}{\rho_A} \right)^3 \left( \frac{\rho_L \sigma_{WA}}{\rho_w \sigma} \right)^4, \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$$N_y = V_{SL} \left( \frac{\rho_L \sigma_{WA}}{\rho_w \sigma} \right)^4, \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$\rho_L$  = densidad del líquido, lb/pie<sup>3</sup>.

$\rho_G$  = densidad del gas, lb/pie<sup>3</sup>.

$\rho_A$  = densidad del aire a 60 °F y 14.7 psia, 0.0764 lb/pie<sup>3</sup>.

$\rho_W$  = densidad del agua a 60°F y 14.7 psia, 62.4 lb/pie<sup>3</sup>.

$\sigma$  = tensión superficial del flujo, dinas/cm.

$\sigma_{WA}$  = tensión superficial del agua y aire a 60 °F y 14.7 psia, 72.4 dinas/cm.

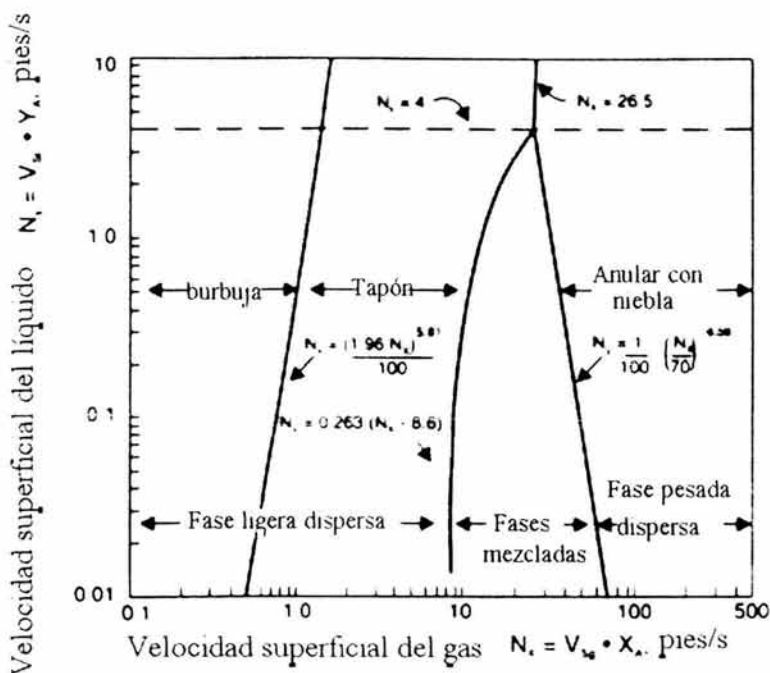


Figura 6-13 Mapa de Asis para flujo a dos fases en tuberías verticales. (Ref. 13)

El cálculo de caída de presión para flujo a dos fases es mucho más complejo que el cálculo de caída de presión para una sola fase. En los resultados, el error en los cálculos en la caída de presión a dos fases es del  $\pm 20\%$  que pueden ser normalmente anticipadas, especialmente en circunstancias donde las velocidades del fluido son muy altas o bajas, donde la tubería es muy rugosa y en donde las propiedades de los fluidos no son muy bien conocidas. Además las diferentes correlaciones para la caída de presión pueden dar diferentes resultados. Un método sugerido por The American Gas Association (Ref. 13) es el de Dukler y la correlación para la elevación de la caída de presión de Flanigan. Para el dimensionamiento se usarán también los criterios de velocidad y caídas de presión recomendados en el apéndice A.

Usando el método de Duckler para calcular la caída de presión por fricción.

$$\Delta P_f = \frac{f_n f_{prt} V_m^2 L_m}{(0.14623)d}$$

Donde:

$$\rho_k = \frac{\rho_L \lambda^2}{H_{Ld}} + \rho_G (1 - \lambda)^2$$

y

$$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G}$$

$\Delta P_f$  = Componente de la caída de presión por fricción, Psi.

$f_n$  = Factor de fricción para una fase.

$f_{prt}$  = Factor de fricción para dos fases.

$V_m$  = Velocidad de mezcla, pies/s.

$L_m$  = Longitud de la línea, millas.

$d$  = Diámetro interno de tubería, plg.

$Q_L$  = Flujo volumétrico de líquido, pies<sup>3</sup>/s.

$Q_G$  = Flujo volumétrico del gas, pies<sup>3</sup>/s.

$\lambda$  = Fracción volumétrica de líquido.

$\rho_L$  = Densidad del líquido, lb/pie<sup>3</sup>.

$\rho_G$  = Densidad del gas, lb/pie<sup>3</sup>.

$\rho_k$  = Densidad de la mezcla de dos fases, lb/pie<sup>3</sup>.

$H_{Ld}$  = Fracción de retención del líquido. (por Duckler)

El factor de fricción para una fase  $f_n$ , se obtiene con la siguiente ecuación:

$$f_n = 0.0056 + 0.5(\text{Re}_y)^{-0.32}$$

El número de Reynolds para la mezcla  $\text{Re}_y$ , se calcula con la siguiente ecuación:

$$\text{Re}_y = \frac{(124.0)\rho_k V_m d}{\mu_n}$$

Para el cálculo de  $\text{Re}_y$ , se necesita la velocidad de la mezcla,  $V_m$ , y la viscosidad de la mezcla,  $\mu_n$ .

$$V_m = V_{SL} + V_{SG}$$

$$\mu_n = \mu_L \lambda + \mu_G (1 - \lambda)$$

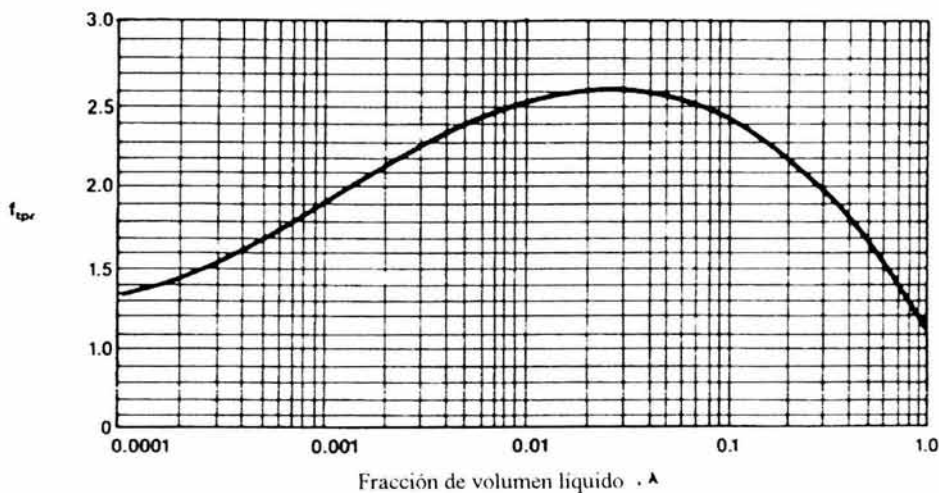
Donde  $\mu$  en cp.

El factor de fricción para dos fases, representa la eficiencia de fricción en el flujo a dos fases y se determina con la siguiente ecuación:

$$f_{\text{tp}} = 1 + \left[ \frac{Y}{1.281 - 0.478Y + 0.444Y^2 - 0.094Y^3 + 0.00843Y^4} \right]$$

Donde  $Y = -\ln(\lambda)$

$f_{\text{tp}}$  también puede ser encontrada en la siguiente figura.



**Figura 6-14** Factor de fricción para flujo a dos fases. (Ref 13)

La fracción de retención de líquido,  $H_{L,f}$ , se calcula con la gráfica de Duckler en la figura 6-15 .

El componente de elevación puede encontrarse con el método de Flanigan con la siguiente ecuación:

$$\Delta P_e = \frac{\rho_L H_{L,f}}{144} \Sigma Z_e$$

Donde  $H_{L,f}$  se determina con la figura 6-16 o con la siguiente fórmula:

$$H_{L,f} = \frac{1}{1 + 0.3264(V_{sG})^{1.006}}$$

$\Delta P_e$  = Componente de la caída de presión por elevación, Psi.

$H_{L,f}$  = Fracción de retención del líquido.(por Flanigan)

$Z_e$  = Aumento en la elevación vertical, pies.

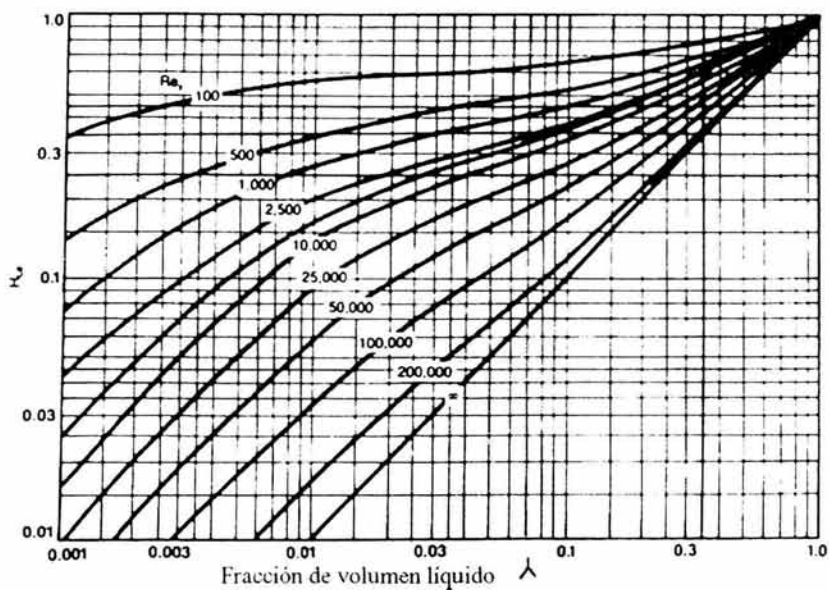


Figura 6-15 Correlación de retención de líquido. (Ref. 13)

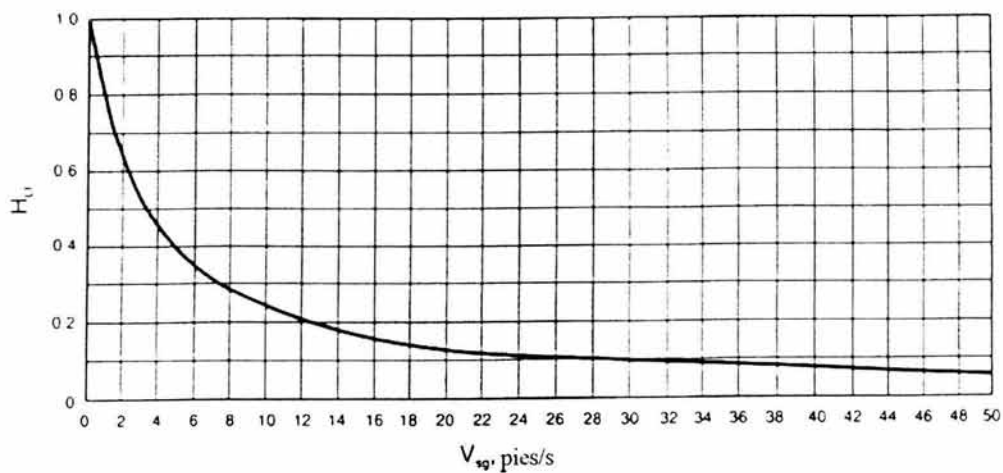


Figura 6-16 Correlación de retención de líquido de Flanigan. (Ref. 13)

Entonces la caída de presión total  $\Delta P_T$ , es la suma de la caída de presión por fricción y la caída de presión por elevación.

$$\Delta P_T = \Delta P_e + \Delta P_f$$

### Otras boquillas.

Además de las boquillas de proceso, se deben instalar otro tipo de boquillas con diferentes funciones como las boquillas de drenaje que son instaladas en la parte inferior del recipiente y preferentemente son localizadas en los extremos. Otras boquillas sirven para la instrumentación y control, como boquillas para control de presión, boquillas de control de temperatura, boquillas para medición de  $p_H$ . (Generalmente se emplean en estos casos boquillas de un mínimo de 1.5 plg. de diámetro.) También hay boquillas de servicio que incorporan o eliminan agua, aire, un gas inerte para revisión del equipo en un paro o para el arranque del proceso.

## 6.4 REGISTROS DE INSPECCIÓN.

Los recipientes a presión que están sometidos a corrosión interna, erosión o abrasión mecánica, deben proveerse de un registro para hombre, registros para mano u otras aberturas para la inspección, reparación y limpieza. Estos registros son boquillas cerradas con una brida ciega. Los registros de hombre normalmente varían entre 20 in y 36 in de diámetro y son localizados a un costado del recipiente. Cuando el diámetro de recipiente es muy pequeño (menor a 4 pies) se pueden usar los cabezales del recipiente como registros de hombre. Ver apéndice C.

Los registros de mano se utilizan para inspección y mantenimiento de accesorios internos del recipiente y generalmente se instalan en recipientes pequeños, la localización de estos registros es cerca de los dispositivos de medición y accesorios colocados en el interior del recipiente, normalmente el registro de mano en el cual se puede maniobrar con comodidad por un hombre es de 6 plg. de diámetro.

Todas las aberturas tales como boquillas y registros localizados en la pared del recipiente con un diámetro mayor a 2 plg. deberán ser reforzadas, lo cual previene esfuerzos excesivos en la pared y alrededor de la abertura.

## 6.5 DISPOSITIVOS DE SEGURIDAD. (Ref. 13 y18)

La aplicación de dispositivos de seguridad debe cumplir con los estándares apropiados tales como el código ASME para recipientes. El diseño de sistemas de seguridad debe también cumplir con normas y leyes estatales y federales, así como requisitos para cubrir el seguro de la planta o instalación. Las regulaciones estatales y federales no solo cubren la seguridad sino también las consideraciones medio ambientales como el aire, agua y el ruido.

Un dispositivo muy importante es la válvula de relevo de presión, éstas se utilizan mucho en la industria de procesos químicos para proteger a los recipientes de presión contra las sobrepresiones. Estas válvulas funcionan automáticamente a una presión predeterminada para descargar el fluido y reducir la sobrepresión. La sobrepresión la puede ocasionar un incendio, el llenado excesivo del recipiente, apertura accidental de las válvulas, demasiada aplicación de calor, reacciones exotérmicas, enfriamiento inadecuado, fallas mecánicas de las válvulas, etc. Cualquiera que sea la razón, es esencial la selección de los dispositivos de seguridad, su uso, su localización y su mantenimiento para proteger al personal y al equipo, así para cumplir con los normas y leyes.

Se utilizan las siguientes definiciones de válvulas:

- Válvula de relevo: Para servicio con líquidos.
- Válvula de seguridad. Para servicio con vapores de agua, gas y vapores.
- Válvula de seguridad-relevo. Para líquidos o vapores.

La determinación del máximo relevo requerido puede ser difícil. Estas presiones a relevar para complejos sistemas son determinados por suposiciones conservadoras y análisis detallados. Por lo general, dos condiciones de emergencia causadas por fallas del equipo o error del operador no ocurren simultáneamente. La secuencia de los eventos debe ser considerada. El desarrollo de presiones a relevar requiere que el ingeniero este familiarizado con el diseño del proceso en general, incluyendo los tipos de accionadores de las bombas, agua de enfriamiento, suministro de repuestos, instrumentación, distribución en la planta y filosofía de paro por emergencia.

Las referencias más comunes para el diseño de sistemas de seguridad son:

API RP 520- Recommended practice for the design (part I) and installation (part II) of pressure relieving systems in refineries.

API RP 521- Guide for pressure-relieving and depressuring system.

ASME Boiler and pressure vessel code, section I and section VIII.

El diseño del dispositivo de seguridad apropiado deberá tomar en consideración todas las posibles condiciones que perturben a cada equipo en lo individual. Cada caso debe ser evaluado cuidadosamente para determinar cual es la peor condición que dictará la capacidad del dispositivo de seguridad.

## **6.6 PROBLEMAS DE OPERACIÓN. (Ref 5)**

Los siguientes problemas de operación se encuentran en cualquiera de los tres tipos de recipientes separadores.

### **Espuma.**

La principal causa de formación de espuma son las impurezas y agua. En la refinación del crudo es poco práctico remover estas impurezas antes de entrar a los recipientes



separadores. En separadores diseñados con internos, no representa un gran problema la espuma ya que aseguran un tiempo adecuado o una área superficial de coalescencia suficiente para que la espuma se rompa.

La espuma en el recipiente separador representa tres problemas los cuales son:

- 1.- El control mecánico del nivel de líquido es afectado porque el control deberá ocuparse de tres fases líquidas en lugar de dos.
- 2.- La espuma tiene una alta proporción de volumen con respecto a su peso. Por consiguiente puede ocupar mucho espacio en el recipiente; esta espuma se puede localizar en la sección colectora de líquido o sección de sedimentación por gravedad.
- 3.- En un banco de espuma no controlado, puede llegar a ser imposible remover el gas separado o la desgasificación de un líquido en el recipiente y puede ser arrastrada algo de espuma a las salidas de gas y líquido.

En el caso del crudo, se pueden comparar las tendencias de espumación de un crudo conocido y de uno nuevo del que no se conoce ninguna información operacional, la cual se puede saber con la comparación de espumas. El resultado proporciona una comparación relativa del problema de espumación que puede presentarse en el nuevo crudo con respecto al crudo conocido. Entonces se pueden hacer ajustes en los parámetros del diseño, comparándolos en aquellos donde se han encontrado satisfactorios para el caso conocido.

La cantidad de espuma depende de la caída de presión a la que está sujeta el líquido al entrar, así como de las características del líquido a las condiciones del separador. Porque comparando con tanques operando a presiones atmosféricas, estos no toman en cuenta la espumación. En algunos casos, el efecto de la temperatura se ha encontrado que es totalmente importante. Esto frecuentemente se pasa por alto en el diseño en condiciones de espuma. El efecto de la temperatura puede ser evaluado también comparando espumas.

Los supresores de espuma están disponibles, a menudo hacen un buen trabajo aumentando así la capacidad del separador. Sin embargo en el separador que maneja crudo, el uso de supresores no es tan eficaz, ya que las características del crudo y de la espuma pueden cambiar durante el tiempo de vida del pozo. También es muy alto el costo de supresores de espuma para grandes cantidades de producción. Debe proporcionarse de una suficiente capacidad en el separador para manejar con anticipación la producción sin el uso de supresores o inhibidores de espuma. Una vez en operación el recipiente, se puede utilizar supresores de espuma para permitir mayor capacidad al recipiente de la que fue diseñado.

### **Parafinas.**

El funcionamiento del separador puede ser afectado por la acumulación de parafina. Las placas de coalescencia en la sección del líquido, los eliminadores de niebla en la sección del gas son particularmente propensos a las acumulaciones de parafinas que tapan estos dispositivos. Es un problema potencial cuando se usan eliminadores de niebla del tipo centrífugos. Deben proporcionarse registros para hombre, registros de mano y boquillas para permitir la limpieza con vapor, solventes y otros tipos de limpiadores para los internos del separador.

## **Arena.**

La arena puede ser un gran problema afectando el buen estado de las válvulas, tapando los internos del recipiente y la acumulación en el fondo del recipiente. Válvulas especialmente resistentes pueden minimizar los efectos de la arena. Las acumulaciones de arena pueden ser disminuidas con el uso de removedores de arena y drenes.

El taponamiento de los internos del recipiente es un problema que se debe considerar para el diseño de los separadores. Un diseño que promueva una buena separación y que tenga un mínimo de trampas para la acumulación de arena puede ser difícil de lograr. Entonces el diseño debe tener los mejores mecanismos para la separación de gas y las fases líquidas y probablemente deberá tener un área para la acumulación de arena. Un práctico balance de los factores es la mejor solución.

## **Emulsiones.**

Las emulsiones pueden ser particularmente molestas en los recipientes donde hay que separar dos líquidos inmiscibles. Después de un tiempo de acumulación, los materiales de emulsión y otras impurezas generalmente forman una interfase entre las fases pesada y ligera. Además de los efectos adversos en el control de nivel. Esta acumulación disminuye la efectividad del tiempo de residencia dentro del separador, resultando la disminución de la eficiencia de la separación de las fases pesada y ligera. La adición de químicos y/o calor a menudo disminuyen esta dificultad.

Frecuentemente, es posible bajar apreciablemente el tiempo de residencia necesario para que las fases se separen, aplicando calor en la sección del líquido en el separador o con la adición de químicos desémulsificantes.

## **Estallidos.**

Los estallidos causan dos problemas comunes de operación. Los estallidos que liberan el líquido de la fase gaseosa pueden ocurrir por daños en los internos del recipiente, espumas, diseños inadecuados, cuando las salidas de líquidos están tapadas o se excede la capacidad de diseño del recipiente. Estos estallidos pueden indicar un falso alto nivel de líquido y causar daños en los internos del recipiente. Los estallidos que liberan el gas desde la fase líquida pueden causar una indicación de bajo nivel de líquido y ocurren cuando hay formación de remolinos.

## CAPITULO VII

### MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN.

La selección del material adecuado para la construcción de los recipientes es un tema muy extenso ya que muchos parámetros son involucrados como características del sistema, la fuerza estructural, resistencia a la corrosión, resistencia a los cambios de temperaturas, características de fabricación, disponibilidad y costos de material. Los materiales para la construcción son diversos ya que deben resistir las condiciones de operación a las que esta sujeto el recipiente.

#### 7.1 CORROSIÓN. (Ref. 14, 16, 17 y 23)

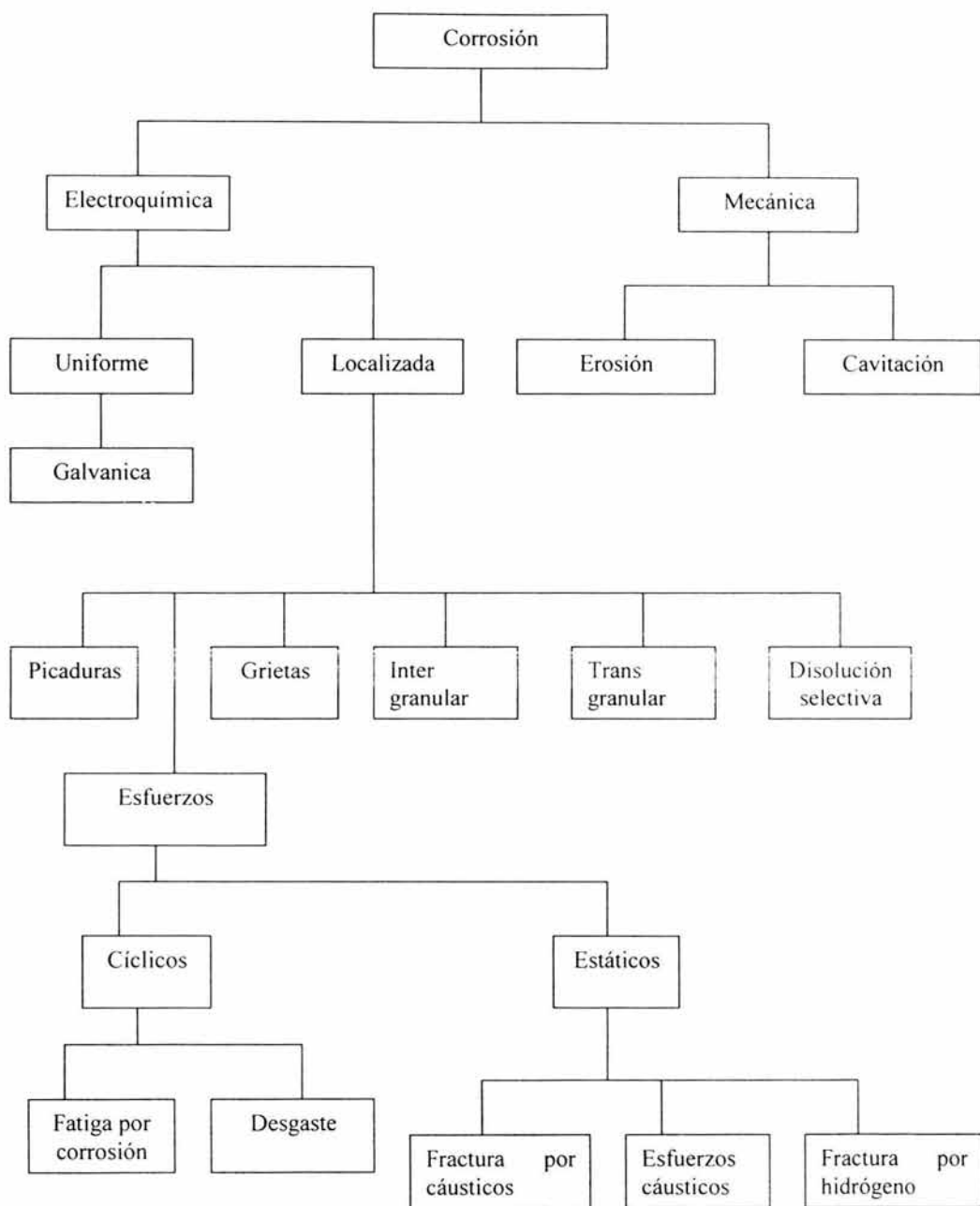
**Definición:** La corrosión es el ataque destructivo de un metal por reacción química o electroquímica con su medio ambiente. Los daños causados por medios físicos no se denominan corrosión sino erosión, abrasión o desgaste. En algunos casos el ataque químico va acompañado de daños físicos y entonces se denomina corrosión-erosión, desgaste corrosivo o corrosión por fricción.

El término “herrumbrado” u “oxidación” se aplica a la corrosión del hierro y de aleaciones en donde este metal es la base, en este proceso se forman productos de corrosión compuestos en su mayor parte por óxidos de hierro hidratados; por lo tanto, los metales no ferrosos se corroen pero no se herrumbran.

Los metales puros y aleaciones tienden a unirse químicamente con los elementos de un medio corrosivo para formar compuestos estables similares a los que se encuentran en la naturaleza, los cuales poseen una menor energía. Cuando se producen pérdidas de metales de este modo, el compuesto que se forma se denomina producto de la corrosión y se dice que la superficie del metal esta corroída. La corrosión es un fenómeno muy complejo que puede tomar una o varias formas. Por lo general, se limita a la superficie del metal, pero hay veces que tiene lugar a lo largo de los límites de los granos u otras líneas débiles por las diferencias en la resistencia a los ataques o una acción electrolítica local. El concepto electroquímico indica que para que ocurra una reacción que de lugar a la corrosión se necesita una parte que funcione como ánodo y otro como cátodo; entonces, se puede generar un flujo de electrones de las zonas anódicas a las catódicas generándose pequeñas celdas locales en la superficie metálica del recipiente. En el siguiente figura 7-1 se observa las formas de corrosión mecánicas y electroquímicas.

A continuación se verán algunas formas de corrosión en forma muy breve. Para mejores detalles se puede consultar las obras pertinentes que traten sobre el tema.

**Corrosión uniforme:** Es la que se extiende en toda la superficie del metal produciendo una pérdida del espesor de las paredes y por consiguiente una disminución de la resistencia mecánica. Las superficies rugosas son las más propensas a este tipo de corrosión. Los principios de los mecanismos de corrosión uniforme son electroquímicos y químicos Un ejemplo es la formación de herrumbre de hierro y el empañado de la plata.



**Figura 7-1** Tipos de corrosión. (Ref. 14)

**Corrosión galvánica:** Este tipo de corrosión uniforme se lleva a cabo a una gran velocidad por encima de lo normal, que se asocia con el flujo de corriente a un metal menos activo (cátodo) en contacto con otro metal más activo (ánodo) en el mismo ambiente. Como regla general, cuando se utilizan metales distintos en contacto unos con otros y se exponen a una solución conductora de electricidad, se debe escoger una combinación de metales que se acerquen todo lo posible a la serie galvánica, tabla 7-1. El metal que actúa como ánodo será el más atacado preferentemente. La protección para este tipo de corrosión es el uso de películas protectoras que tienden a reducir la corrosión y también el aislamiento de los metales uno con otro con el uso de juntas en el caso cuando se atornillan placas juntas con el uso de arandelas de plástico o bien ánodos de sacrificio.

**Corrosión localizada:** Se denomina así al tipo de ataque local que se forma debido a que la velocidad de corrosión es mayor en unas zonas que en otras.

**Corrosión intergranular:** Es un tipo de corrosión selectiva que ataca en los límites de los granos de un metal o aleación, sin ataque apreciable a los granos, este tipo de corrosión produce pérdida de resistencia y ductibilidad. Algunas aleaciones, como los aceros inoxidable austeníticos (estructura cristalina no-magnética) y algunas aleaciones de cobre y aluminio, a altas temperaturas inadecuadas, son propensas a este tipo de corrosión. Las temperaturas entre 842 °F y 1652 °F provocan en los aceros austeníticos una precipitación de carburos en los límites de los granos que disminuyen el cromo las zonas cercanas. En el acero se manifiesta la corrosión intergranular por la pérdida de brillo y se hace quebradizo.

**Corrosión por picaduras:** Esta forma de corrosión se desarrolla en zonas muy localizadas de una superficie metálica. Esto da como resultado el desarrollo de cavidades; estas cavidades pueden ser de diámetros pequeños y muy profunda o cavidades poco profundas. Ejemplos de formación de picaduras: aluminio y aleaciones inoxidable en soluciones acuosas que contengan cloruros. Otro caso típico es la corrosión por agua de mar en casi todos los aceros y sumamente peligrosa porque no es fácil detectarla. Los cloruros, bromuros e hipocloritos son los que presentan mayor agresividad. Las superficies metálicas lisas y limpias son más resistentes a este tipo de corrosión. Los aceros austeníticos con molibdeno manifiestan buena resistencia y se mejora si lleva aleación de cobre.

**Corrosión en grietas:** Este tipo de corrosión se produce en una grieta formada por el contacto con otra pieza del mismo u otro material. Cuando hay grietas, la intensidad de ataque suele ser mayor que en las zonas circundantes de la misma superficie. Este tipo de corrosión se puede deber a la deficiencia de oxígeno en la hendidura, cambiando la acidez en la grieta, acumulación de iones o agotamiento de un inhibidor.

**Corrosión por disolución selectiva:** Se presenta cuando uno o más de los componentes de la aleación se corroen preferentemente, dejando a la aleación con poros y residuos de corrosión. Ocurre que la aleación presenta un aspecto sano a excepción del empañado, pero la resistencia mecánica y la ductilidad se reducen en gran proporción. Por ejemplo en aleaciones en base de cobre que contienen aluminio, el aluminio se corroe preferentemente (desaluminizado), otro caso es el deszincado y el desniquelado.

**Fractura de corrosión por esfuerzo:** La corrosión es acelerada debido a los esfuerzos, ya sea por el esfuerzo residual interno del metal o algún esfuerzo aplicado desde el exterior. Los esfuerzos internos se producen por la deformación no uniforme durante los trabajos en frío (doblado, cizallamiento, horadación, etc.), por el enfriamiento desigual a partir de temperaturas elevadas y por reasentamientos estructurales internos que implican un cambio de volumen. Los esfuerzos inducidos por remaches y pernos se pueden clasificar también entre los internos. Algunos ejemplos son el resquebrajamiento del latón formado en frío en ambientes de amoníaco, el agrietamiento de los aceros inoxidable austeníticos en presencia de cloruros; el agrietamiento del metal monel en ácido fluorhidrosilícico y el agrietamiento por quebrantamiento cáustico de los aceros en las soluciones cáusticas. Las fracturas producidas por la corrosión bajo esfuerzos son generalmente transgranulares pero se dan los casos en que son intergranulares.

**Celda de concentración de oxígeno:** La celda de concentración de oxígeno es electrolytica y ocurre cuando hay diferencia de concentración de oxígeno de un punto a otro. La corrosión sucede donde hay baja concentración de oxígeno respecto al otro. Un ejemplo es cuando hay sustancias sólidas depositadas en una superficie metálica y de esta forma se impide que llegue el oxígeno.

**Corrosión por fatiga:** La corrosión por fatiga es una reducción (por corrosión) de la capacidad de un metal para soportar esfuerzos cíclicos o repetidos. La superficie del metal es la que soporta los mayores esfuerzos y al mismo tiempo está sometida a los ataques de los medios corrosivos. La corrosión de la parte metálica disminuye la resistencia a la fatiga y el esfuerzo sobre la superficie tiende a que la corrosión se acelere.

**Fractura por cáusticos:** Esta forma de corrosión ocurre frente a soluciones calientes alcalinas, la fractura es primeramente intergranular. Los álcalis se presentan en forma de bicarbonato de sodio comúnmente, este bicarbonato ( $\text{NaHCO}_3$ ) con el agua forma hidróxido de sodio ( $\text{NaOH}$ ); en concentraciones de 20-40% de cáusticos la corrosión ocurre. El material menos susceptible a este tipo de corrosión es el Inconel 600.

**Fractura por hidrógeno:** La absorción de hidrógeno al metal causa la pérdida de ductibilidad. Los aceros con concentraciones de carbón de 0.25% son muy susceptibles. En condiciones de altas temperaturas y grandes presiones de hidrógeno (casos como fabricación de alcohol, gasolinas, amoníaco sintético, cracking del petróleo, etc.), la descarburación intergranular, la fisuración y el resquebrajamiento de aceros al carbono se producen cuando el carbono en el acero se combina con el hidrógeno produciendo metano, las moléculas de metano son muy grandes causando una sobrepresión fomentando la formación de ampollas y grietas en el metal. El molibdeno, cromo, vanadio, titanio y niobio protegen a los aceros contra dicha corrosión.

**Erosión:** Es la destrucción de un metal por la acción combinada de la corrosión y la abrasión o la fricción causada por el flujo de líquido o gas (con sólidos suspendidos o sin ellos). Si el líquido o gas contienen partículas sólidas más duras que la superficie metálica afectada se producirá la corrosión y abrasión combinadas. Si el líquido o gas no tienen partículas sólidas suspendidas o estas son más blandas que el metal afectado la erosión se producirá por corrosión o fricción.

**Corrosión por fricción:** Se presenta cuando dos metales se deslizan uno sobre otro y se provocan daños mecánicos. El calor de fricción oxida al metal y este óxido se retira. Para prevenir esto se pueden utilizar metales más duros, lubricaciones y procurando que no exista movimiento relativo entre las piezas.

**Erosión por cavitación:** La formación de burbujas vacías en una corriente de líquido que pasa sobre una superficie se denomina cavitación. Esto se encuentra a menudo en hélices, los timones, los codales y bombas. A este tipo de corrosión se le atribuyen daños producidos por las roturas de estas burbujas que causan un fuerte impacto o efecto explosivo que puede dañar el metal considerablemente y acelerar la corrosión por la destrucción de películas protectoras.

**Corrosión biológica:** La actividad metabólica de los microorganismos puede provocar ya sea directa o indirectamente un deterioro del metal por procesos de corrosión. Estas actividades pueden producir:

- a) ambientes corrosivos.
- b) crear celdas de concentración electrolítica en la superficie del metal.
- c) modificar la resistencia de las películas superficiales.
- d) tener influencia sobre el índice de reacción anódica o catódica.
- e) modificar la composición ambiental.

## 7.2 CRITERIOS DE SELECCIÓN DE MATERIALES. (Ref. 14,16, 17 y 23)

Esta selección de material se debe basar, de preferencia, en la experiencia con materiales en condiciones similares. Cuando no se disponga de esta información o sea experiencia, será conveniente obtener ayuda y asesoramiento de personas experimentadas en trabajos de ingeniería de corrosión, que estén familiarizadas con las características de resistencia química y con las limitaciones de los materiales de construcción. Al seleccionar el material de construcción para los equipos es necesario tomar en cuenta los aspectos prácticos y las limitaciones de diseño, fabricación, instalación y mantenimiento.

La factibilidad de conseguir en el mercado y/o la diferencia de costos de uno y otro material obliga al ingeniero a hacer uso de su capacidad de elección, es necesario que conozca los procesos de fabricación de los productos con que se construirá el equipo, la relación de estos procesos con las propiedades, composición química, el manejo de espesores para diversos materiales y requisitos con respecto a relevado de esfuerzos y/o problemas de soldabilidad.

Las características del sistema para un flujo en particular son de gran importancia y se debe prestar atención a los factores extraños que puedan influir en la corrosión. Deben tomarse en cuenta también todo tipo de contingencias como arranques, paros probables, condiciones de peligro y operaciones de limpieza. Estas condiciones extremas frecuentemente pueden ocasionar atascamiento de productos químicos, presiones, temperaturas elevadas y con esto causar fallas en los materiales. Para hacer una buena selección se debe definir las condiciones de servicio lo más exactamente posible cubriendo los siguientes puntos:

- Corrosividad del fluido.
- Características del fluido.
- Inicio y paro de actividades.
- Residuos y productos químicos de limpieza.
- Factores constructivos.
- Temperatura.

**Corrosividad del fluido:** Existen tablas y datos sobre velocidades de corrosión para distintas sustancias, sin embargo no es lo más factible, se deben usar pruebas de corrosión. Los tipos principales de pruebas son:

- 1) La experiencia operacional real con los equipos de las plantas expuestos al medio corrosivo.
- 2) Experiencia con equipos de plantas piloto.
- 3) Pruebas de muestras sobre el terreno que incluyen muestras de acero, muestras esforzadas, sondas de resistencia eléctrica expuestas al medio de corrosión de la planta.
- 4) Pruebas de laboratorio con muestras expuestas a los fluidos de la planta en ambientes simulados.

#### **Características del fluido:**

**pH-** Un factor muy importante es la acidez de una solución acuosa; por regla general las sustancias de pH bajo son mas corrosivas que las neutras y alcalinas. En el caso del acero y hierro ordinario la corrosión rápida empieza a un pH de 4.5.

**Sales-** En algunos aceros inoxidables con pequeñas cantidades de cloruros y haluros pueden causar agrietamiento a altas temperaturas.


**Velocidad-** El aumento de la velocidad de una solución corrosiva tiende a acelerar la corrosión en una superficie metálica, ya sea erosionando el material o desprendiendo la capa protectora de producto de corrosión.

**Impurezas-** Las impurezas en un material corrosivo pueden ser buenas o malas desde el punto de vista de la corrosión. Una impureza en una corriente puede actuar como inhibidor y retrasar la corrosión y otras pueden tener efectos perjudiciales sobre los materiales. Los efectos de las impurezas son variados y complejos, es preciso saber qué son, en qué cantidades están presentes y de dónde proceden para poder recomendar el material de construcción.

**Concentración-** La concentración puede tener grandes efectos sobre la velocidad de corrosión. Sin embargo, es raro que estas velocidades de corrosión se comporten linealmente con la concentración, sino que en algunos casos depende de rangos de concentración, por lo cual es difícil la predicción de estas velocidades de corrosión.



**Tabla 7-1** Serie galvánica de metales y aleaciones. (Ref. 23)

	Extremo corroído (anódico o menos noble)
Magnesio	
Aleaciones de magnesio	
Zinc	
Acero galvanizado o hierro dulce galvanizado	
Aluminio 6053	
Aluminio 3003	
Aluminio 2024	
Aluminio	
Alclad ( duraluminio revestido de aluminio puro)	
Cadmio	
Acero dulce	
Hierro dulce forjado	
Hierro colado	
Ni- Resistente	
Inoxidable de 13% de cromo (activo)	
Soldadura de 50-50, plomo-estaño	
Inoxidable 18-8 tipo 304 (activo)	
Inoxidable 18-8.3 tipo 316 (activo)	
Plomo	
Estaño	
Metal Muntz.	
Bronce naval	
Níquel (activo)	
Inconel (activo)	
Latón amarillo	
Latón Admiralty (88% cobre, 10% estaño, y 2% zinc)	
Bronce de aluminio	
Latón rojo	
Cobre	
Bronce de silicio	
Cuproníquel 70-30	
Níquel (pasivo)	
Inconel (pasivo)	
Monel	
Inoxidable 18-8 tipo 304 (pasivo)	
Inoxidable 18-8.3 (pasivo)	
Plata	
Grafito	
Oro	
Platino	
Extremo protegido (catódico o más noble)	

**Grado de aireación:** Si se expulsa por ebullición el aire disuelto, la velocidad de corrosión en aleaciones de base de cobre se reducen considerablemente ya que no depende de su película de óxido protectora y sin embargo en el caso de los aceros inoxidable dependen de su película protectora en la cual el oxígeno disuelto es el oxidante, por lo cual la velocidad de corrosión aumentará.

**Temperatura:** La velocidad de corrosión tiende a aumentar conforme se aumenta la temperatura. La temperatura tiene efectos secundarios, mediante la influencia sobre la solubilidad del aire (oxígeno), que es la sustancia oxidante que más influye en la corrosión.

**Vibración o golpe de ariete:** El equipo de un material no adecuado o con pobre espesor puede ser afectado. Las bridas y uniones pueden ser dañadas por vibración o golpe de ariete.

**Condiciones de estancamiento:** En estas condiciones se puede generar corrosión por la falta de oxígeno en el material debajo de los sedimentos.

**Abrasividad:** Esto ocurre cuando los flujos acarrear partículas sólidas más fuertes que el material del equipo.

#### **Residuos y productos de limpieza químicos.**

Pequeñas cantidades de compuestos químicos como los cloruros ( del orden de ppm) pueden causar falla en los materiales.

#### **Inicio y paro de actividades.**

Muchos problemas de corrosión se dan más fuertemente durante el inicio y paro de actividades. Algunos problemas al inicio de operaciones se dan porque las temperaturas de operación pueden ser muy altas, concentraciones variables de corroyente, inadecuada distribución de inhibidores, remoción incompleta de oxígeno, presiones altas, etc. Los problemas durante el paro de operación son: una inadecuada limpieza del equipo al remover residuos del proceso y al dejar residuos de químicos usados para mantenimiento.

#### **Factores constructivos.**

**Resistencia mecánica.** De estas propiedades del material se tiene una amplia gama de consideraciones de tipo constructivo que necesariamente se deben tomar en cuenta para el diseño ya que se verán afectadas por las temperaturas de operación, y su efecto se vera reflejado en la presión que se puede soportar de acuerdo al espesor de la pared de los diferentes componentes del equipo lo que a su vez determina el peso del equipo, dimensiones y costo. Estas fallas pueden ser el resultado una excesiva deformación elástica, elasticidad inestable, inestabilidad plástica, ruptura por material quebradizo, esfuerzos por fatiga, pérdida de ductibilidad, estabilidad estructural en el caso de aleaciones, resistencia a los impactos, soldabilidad, choques térmicos, etc.

#### **Altas temperaturas. (Ref. 10)**

Los materiales son seleccionados en base a requerimientos del servicio. La resistencia a la corrosión no es la primera consideración de diseño. Grandes esfuerzos son desarrollados por cambios importantes de temperatura y gradientes térmicos.

Una consideración tradicional en las aleaciones, importante para el diseño, son los límites mecánicos del material. Estos están disponibles en los códigos para recipientes a presión en el ASME donde se dan recomendaciones de los máximos esfuerzos permisibles. Estas recomendaciones pueden ser mejor apreciadas con el siguiente ejemplo, con datos típicos de la aleación tipo 304 usada en un recipiente a presión a 250 psi y 1400 °F su tiempo de vida esperado en el diseño es de 24 años, a 1450 °F el tiempo de vida cae hasta 7 años, a 1500 °F es de solo 2.2 años. En pocas palabras la temperatura tiene grandes efectos en el tiempo de vida del equipo. Los sobrecalentamientos son la causa más común de fallas por corrosión a altas temperaturas. La influencia de la temperatura en las propiedades mecánicas puede fomentar la deformación por esfuerzos, deformación plástica, deformación elástica (creep) y fatiga térmica.

Una propiedad muy importante es la expansividad. Muchas fallas en los metales a altas temperaturas se deben a la constricción del metal durante el calentamiento o el enfriamiento. Esa constricción, en el caso de contracción obstaculizada, puede causar ruptura. Otra propiedad importante es la estabilidad estructural de la aleación. Esto significa libertad desde la formación de las nuevas fases o un reajuste drástico de aquellas que se encuentran presentes dentro de la estructura metálica, como resultado de la influencia térmica. Tales cambios afectan la resistencia a los esfuerzos y/o corrosión.

Las típicas aleaciones para altas temperaturas contienen hierro, níquel o cobalto (30%) y cromo (>20%), que es suficiente para formar un óxido protector contra la oxidación. Estas aleaciones básicas pueden incluir adicionales elementos que ayudan a la resistencia hacia la corrosión, uno de ellos es el aluminio ( típicamente >4 % desarrollando alumina), silicio (arriba del 5% desarrollando vidrio amorfo) y tierras raras ( típicamente <1 %, cerio, iridio y lantano).

La adición de molibdeno es benéfica para los ataques de cloruros acuosos que inducen la corrosión por picadura. (Encontrado en los aceros inoxidable tipo 316 y 317 y en las aleaciones con 6% de Mo), a temperaturas que exceden de 1292 °F son propensos a la oxidación catastrófica, arriba de este punto el  $\text{MoO}_3$  forma mezclas eutécticas con los óxidos de hierro, níquel y cromo. El óxido  $\text{MoO}_3$  empieza a derretirse a 1462 °F.

Los recubrimientos para altas temperaturas tienen cromo, aluminio o silicio que tales temperaturas forman una capa de óxido protectora rica en óxido de cromo, alumina o sílica respectivamente. Los procesos de corrosión a altas temperaturas son simultáneamente encontrados en muchos típicos servicios como se observa en la siguiente tabla 7-2.

### **Tipos de corrosión a altas temperaturas.**

**Oxidación:** En muchos procesos industriales se incluye este tipo de corrosión; el metal reacciona con el aire para formar un óxido protector, hay varios productos de la oxidación, algunos de ellos no son deseables, por ejemplo el Wustite, éste es un óxido defectuoso del hierro, este se forma rápidamente alrededor de 1000 °F en acero. La mayoría de las aleaciones para altas temperaturas son resistentes a la oxidación, éstas no tienen problemas entre 750 °F y 1380 °F, su límite está alrededor de 1470 °F. Las aleaciones para estas temperaturas son los aceros inoxidables austeníticos del tipo 300 (304, 309, 310, 314, 330, 333, etc) y los aceros inoxidables ferríticos (estructura cristalina magnética) 410 y 446. Las aleaciones con Molibdeno ( los aceros inoxidables tipo 316 y 317 y aleaciones con 6% de Mo) pueden ser propensos a grandes oxidaciones alrededor de 1256 °F.

**Tabla 7-2** Condiciones típicas de proceso que causan corrosión. (Ref. 10)

Proceso o Componentes	Temperatura (°F)	O	S	C	Cl	F	N	Escoria	Derretimientos	Otros
Tubería con vapor de agua	hasta 1832	*		*						
Tubería con vapor para desintegración, etileno	hasta 1832	*		*						
Desintegración de Cloruro de vinilo	1202				*					
Calentadores, hidrodeseintegradores	1022-1112		*	*						
Recuperadores, calcinación de coque	1499	*	*	*						
Regeneradores, desintegración catalítica.	1472	*								
En los sistemas de desfogue	1742-1976	*	*		*					Cl <sub>2</sub> , Corr. Marina. depósitos
Tubos de horno con CS <sub>2</sub>	1562		*	*						
Reactores, Melamina/urea	842-932						*			
Reactores, prodc de Ti	1652	*			*					
Rejillas para catálisis de ac. nítrico	1706	*	*				*			
Revestimientos para piro hidrólisis	1832	*				*	*			
Procesos con reactores nucleares	1382-1472	*				*				
Gas a altas temp. reactor	1382-1742	*								
Calentadores a fuego directo	1562-1652	*	*					*	*	Ataque por cenizas de combustible
Turbinas de gas	1742	*	*		*		*	*		Metales líquidos, depósitos
Incineradores de desechos	878-932	*	*		*	*		*	*	Alto contenido de Cl en el carbón
Cama fluidizada para combustibles	1112	*	*	*	*			*		
Recuperadores de vidrio	1994	*	*		*				*	
Baño caliente galvanizado	851								*	Fundidos de zinc

Para servicios de más altas temperaturas, las aleaciones incluyen cobalto o níquel que les proporciona más resistencia. Ciertas aleaciones (generalmente con tierras raras) son más resistentes a la oxidación térmica en condiciones cíclicas.

**Sulfuración:** Los gases sulfurosos son comunes en muchos procesos, incluyendo atmósferas con gases de combustión, procesos petroquímicos, turbinas de gas y

gasificación con carbón. Los sulfuros ( vapor sulfuroso, sulfuro de hidrógeno) pueden causar muchos daños, porque la sulfuración en el metal se forma rápidamente causando corrosión intergranular. La mezcla de gases oxígeno y sulfuros pueden causar altas corrosiones, típicamente arriba de 1110 °F para aleaciones con base de níquel, a 1688 °F con base de cobalto. a 1724 °F con base de hierro. Las aleaciones que contienen aluminio, silicio y cobalto son usadas para ambientes sulfurosos.

**Halogenación:** El ataque por halógenos es comúnmente manifestado por la formación de escamas con daños internos en las aleaciones, incluyendo vacíos formados por el resultado de especies altamente volátiles.

**Carburización :** Es la absorción de carbón dentro de la superficie del metal. Los daños son manifestados por la presencia interna de carburos que se precipitan en las uniones de los granos disminuyendo la cohesión de los mismos y haciendo que las zonas contiguas queden empobrecidas de cromo, con lo que se pierde el carácter de inoxidable y por consiguiente su resistencia a la corrosión, generalmente arriba de 1922 °F. Ejemplo de procesos donde ocurre la carburización son la pirólisis y los procesos de desintegración de gases, plantas reformadoras y procesos donde las temperaturas son altas, donde participan el monóxido de carbono, metano y gases de hidrocarburos. En este tipo de atmósferas el carbón del metal puede formar capas de coque en forma de polvo, esto ocurre a 790-1470 °F y puede ser muy rápido ( en días) también se llama carburización disfrazada. El daño generalmente es localizado ( formando picaduras). Las aleaciones más ampliamente usadas son hierro-níquel-cromo, incluyendo las que tienen 1-2% de silicio y 1.5% de niobio. Las aleaciones al alto níquel tiene aplicaciones en este tipo de atmósferas. La descarburización es pérdida de carbón de la superficie del acero a elevadas temperaturas con la presencia de oxígeno u otro material que reaccione con el carbón.

**Nitrogenación:** Es la absorción de átomos de nitrógeno por el metal. Relativamente son pocos los reportes de los materiales que se debilitan con la formación de nitruros internos en la aleación. El daño por nitruración es común a 1290-1650 °F. Los nitruros se presentan generalmente precipitados en forma de agujas en el interior de la aleación. Las aleaciones recomendables que resisten el ataque por nitruración son ricas en níquel y cobalto, debido a la baja solubilidad del nitrógeno en esos metales.

### **Bajas temperaturas.**

Los metales sometidos a bajas temperaturas se ven afectados en la ductibilidad y la resistencia a los impactos y en muchos casos aumentan la resistencia a la cedencia y a la tracción. Los metales resistentes a las bajas temperaturas se usan para la fabricación de equipos criogénicos.

Los aceros A 300 son adecuados para temperaturas de -150°F, estos tienen ciertas características de fabricación que dan alivio a los esfuerzos. Los aceros A 201 y A 212 son aceros al carbono para temperaturas de -50°F. Los aceros de aleación el A 203 de grado A o B para -75 °F, el A 203 de grado D o E para servicios de -150 °F.

**Tabla 7-3** Materiales recomendables para algunas formas de corrosión a altas temperaturas. (Ref 10)

Tipo de corrosión	Tipos de aleaciones básicas	Material recomendable	Notas y precauciones
Oxidación	Fe-Ni-(Co) >20% (30%)Cr. Estabilizados para tener la mínima susceptibilidad. Al, Si son benéficos. La adición de tierras raras ayudan.	304, 321, 309, 310, 800(HT), 803, 430, 446, HR120, 330, 85H,333, 600, 601(GC), 602CA, 617, 625, 253MA,353MA, DS, 214, MA956, MA754, X, etc.	Amplias opciones dictadas por la aplicación y función, propiedades mecánicas, ciclos termales (shock), oxidación interna, etc.
Sulfuración ( Por reducción de gases, no oxidación)	Fe con aleación al alto Cr y Al	Aceros con 9-12% de Cr: 309, 310, 330, 800(HT), 803, HR120, 85H,253MA,353MA, MA956, 446, 671, 6B, 188, etc.	Vapores con azufre, H <sub>2</sub> S, etc. No oxidos. Cuidado con los aceros eutécticos. Los recubrimientos pueden ayudar.
Sulfuración (por óxidos de gases de azufre)	Aleaciones con base de Fe-Cr. La formación de óxido es benéfica. La pre oxidación puede ayudar.	153Ma, 601, HR160, MA754, MA956, 333, 556, etc.	SO <sub>2</sub> , SO <sub>3</sub> , etc. Para el riesgo de ataque por óxidos y sulfuros. Recubrimiento Al.
Carburización	Amplio uso de aleaciones. Para las peores condiciones usar aleaciones al alto níquel con Cr, Si. ( la baja solubilidad del C en Ni es benéfica por aleaciones de Ni)	HH, HK, HPMOD, 309,310, 330, 333, 85H, 800(HT), 803, DS, HR160, 600,601, 253MA, 602CA, 617,625,690,MA754, MA956, X, 556,706,718,750, etc.	Carburo interno con ataque intergranular. Usar superficies lisas en el interior de la tubería. Polvo de metal ( a bajas temperaturas)
Nitrogenación	Aleaciones con Ni en vez de Fe.. Evitar aleaciones con alto contenido de Cr. Usar aleaciones bajas en Al y Ti (forman nitruros)	309, 800(HT), 330, 446, 188, 230, 600, 602CA, 625, 253MA, etc.	Nitruros internos pueden debilitar la aleación.
Halogenación: Cloración, fluoración, etc.	Las aleaciones con Ni son las mejores. Son benéficos Cr, Al, Si ( con oxígeno) . La preoxidación no es benéfica.	800H, 333,200, 201, 207, 600, 601, 602CA, 214, N, H224, B3, etc.	Productos volátiles, ataque interno con picaduras. Productos higroscópicos.

Los aceros inoxidable que contienen cromo y níquel son adecuados para servicios de -300 a -425 °F. El mas típico es el 304. El acero de bajo contenido de carbono y 9% de níquel es una aleación ferrítica desarrollada para utilizarse en equipos criogénicos que funcionan hasta a -320 °F. La aleaciones de aluminio resisten los choques de temperaturas de hasta -425 °F. En la tabla 7-4 se dan los metales y aleaciones para el uso a bajas temperaturas.

Tabla 7-4 Metales y aleaciones para bajas temperaturas. (Ref. 13)

ASTM/ AISI Especificación y grado	Temp. de servicio °F	Usos	líquidos
<b>Acero al carbón</b> A 333 grado 1 y 6 A 334 grado 1 y 6 A 442 grado 55 y 60 A 516 grado 55,60,65 y 70 A 537	-50 -50 -50 -50 -50	En recipientes a presión y tanques de almacenamiento, donde el peso y los esfuerzos no son críticos. Equipo de refrigeración y transporte	Butano, Isobutano, Dióxido de azufre, Refrigerante 12, Amoníaco, Refrigerante 22, Propano, Propileno.
<b>Aleaciones de acero</b> A 517 grado F	-50	Para recipientes a presión con grandes esfuerzos. Camiones tanques que manejan gas LP	Gas LP
A 203 grados A y B 2 ¼ % Ni A 333 grado 7 -2 ¼ % Ni A334 grado 7 -2 ¼ % Ni	-75 -75 -75	Tanques, recipientes y tubería para propano líquido.	Propano
<b>Aleaciones de acero</b> A 203 grados D y E -3 ½ % Ni A 333 grado 3 -3 ½ % Ni A 334 grado 3 -3 ½ % Ni	-150 -150 -150	Base para los tanques de almacenamiento de líquidos (propano, dióxido de carbono, acetileno, etano y etileno).	Propano, dióxido de carbono, acetileno, etano, etileno
<b>Acero inoxidable</b> AISI -300 series tipo (301)	-150		
<b>Aleaciones de acero</b> A 333 grado 8-9 % Ni A 334 grado 8-9 % Ni A 353 grado 8-9% Ni ASME caso 1308 -9 % Ni	-320 -320 -320 -320	Para equipo de producción de oxígeno, transportación y almacenaje de metano, oxígeno, nitrógeno y argón	Etileno, metano, oxígeno, monóxido de carbón, nitrógeno y argón
<b>Acero inoxidable</b> AISI 300 serie (tipo 302)	-320		
<b>Acero inoxidables</b> AISI 300 series (tipo 304)	-452	Para plantas nucleares, petroquímicas, misiles, y otras áreas donde la pureza del producto es esencial. Para el manejo de hidrógeno combustible para cohetes.	Hidrógeno, Helio.

### 7.3 ESPESOR DEL CUERPO DEL RECIPIENTE. ( Ref. 7)

El espesor del cuerpo del cilindro se calculará con la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PD}{2SE - 1.2P} + t_c, \text{ plg.}$$

$t$  = espesor, plg.

$P$  = presión de diseño, psi.

$S$  = esfuerzo máximo permisible del material, psi.

$E$  = eficiencia de la soldadura.

$D$  = diámetro interno, plg.

$t_c$  = aumento de espesor por considerar la corrosión, plg.

La presión de diseño  $P$ , es la mayor presión de operación con la adición de un factor de seguridad que es de 15 a 30 psi o la adición del 10% al 15% de la presión de operación.

La eficiencia de la soldadura  $E$ , se encuentra entre un rango de 0.6 a 1, se usa 0.85 para soldadura examinada por puntos y 1 cuando la soldadura es examinada con rayos X (100%). Cuando se desea la máxima seguridad en la construcción del recipiente se usa radiografía (rayos X) en las soldaduras con el fin de detectar errores. Las soldaduras sirven para la unión de metales y debe efectuarse por soldadores competentes. Existen varios procesos de soldadura y la más usada es la soldadura de arco, la soldadura oxiacetilénica es muy común para soldar placas de poco espesor.

El aumento de espesor por considerar la corrosión  $t_c$ , es un espesor adicional que se da a la placa que conforma al recipiente, este espesor es requerido para que el desgaste por corrosión no altere la resistencia mecánica del recipiente para el servicio al que fue diseñado, así el recipiente se desgastará durante su vida útil, normalmente 10 años, y al final la reducción del espesor podrá soportar la presión de diseño. El espesor de corrosión se fija con la experiencia y es de un rango de 1/16 a 1/8 plg. Consultar los códigos API o ASME para las recomendaciones de espesores por corrosión. Un espesor por corrosión muy alto puede hacer que el equipo tenga un alto costo y que sea muy pesado, en estos casos se puede seleccionar un material más barato.

#### 7.4 SELECCIÓN DE CABEZALES. (Ref. 7)

Existen tres tipos principales de cabezales usados en recipientes sujetos a presión interna, hemisféricos, elípticos y los torisféricos. Ver la figura 7-2. El cabezal más resistente a las altas presiones es el hemisférico (la mitad de una esfera), por lo cual tiene un gran espesor, diámetro y por lo tanto es el más costoso. Los cabezales más usados si la presión de diseño lo permite son los torisféricos y elípticos. En la siguiente tabla se observan los criterios que pueden usarse para una selección preliminar.

**Tabla 7-5** Selección de cabezales. (Ref. 20)

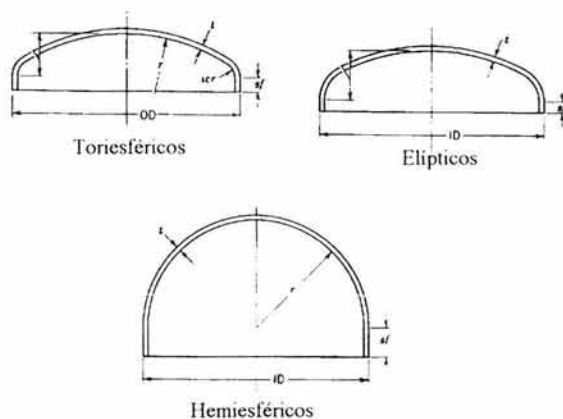
Condiciones	Cabezales típicamente usados
$D < 15$ pies y $P < 100$ Psig	Torisféricos con radio = 0.06 D
$D < 15$ pies y $P > 100$ Psig	Elípticos 2:1
$D > 15$ pies, sin tomar en cuenta la presión	Hemisféricos
Donde: P= presión de diseño D= diámetro del recipiente	



Los espesores de los cabezales se calculan con la siguiente tabla:

**Tabla 7-6** Cálculo del espesor de los cabezales. (Ref 20)

Cabezales elípticos 2:1	$t_H = \frac{PD}{2SE - 0.2P} + t_c$
Cabezales hemiesféricos	$t_H = \frac{PD}{4SE - 0.4P} + t_c$
Cabezales toriesféricos	$t_H = \frac{0.885PD}{SE - 0.1P} + t_c$



**Figura 7-2** Tipos de cabezales toriesféricos, elípticos y hemiesféricos. (Ref 4)

## 7.5 RECUBRIMIENTOS PARA PREVENCIÓN DE CORROSIÓN. (Ref. 23)

Un recubrimiento es una capa de un material de espesor pequeño y su función es proteger el material de construcción de atmósferas corrosivas; este recubrimiento puede ser metálico, orgánico o inorgánico. Este es un método económico de control de corrosión en comparación con el de adicionar un espesor por corrosión que resulta muy costoso por el tipo de material de construcción. Este método de protección requiere experiencia ya que hay que saber el tratamiento superficial antes de aplicar el recubrimiento, su comportamiento contra el fluido, el espesor requerido y siempre es recomendable las pruebas con el fin de detectar imperfecciones en el recubrimiento.

Los recubrimientos metálicos como plomo, zinc, cadmio, aluminio, estaño, etc. y las aleaciones se pueden aplicar por varios métodos como: electrodeposición, inmersión en caliente, aspersión y plaquedo no eléctrico. Los recubrimientos inorgánicos más utilizados son la cerámica, porcelana y el vidrio. Estos son fundidos sobre el metal a proteger,

permiten el procesamiento de flujos muy corrosivos y sus limitaciones son la fragilidad y susceptibilidad a la ruptura por choques térmicos.

Los recubrimientos orgánicos son principalmente pinturas y resinas. La pintura retarda la corrosión evitando el contacto de los agentes corrosivos con la superficie del recipiente. Las pinturas pueden resistir los efectos del medio, el calor, el impacto, la abrasión y la acción de sustancias químicas; existen tablas que sirven como guías para seleccionar la pintura adecuada y estimar la cantidad necesaria de pintura para diversas condiciones de servicios.

## 7.6 PROTECCIÓN CATÓDICA. (Ref. 6, 14 y 16)

La protección catódica es una técnica que reduce o elimina la corrosión tomando como cátodo el metal a proteger mediante corriente impuesta o por la unión con un ánodo de sacrificio (generalmente magnesio, zinc y aluminio.). En una celda electroquímica ocurren procesos electroquímicos con el paso de una corriente eléctrica. Si la celda electroquímica produce energía eléctrica, causada por el consumo de energía química, se dice que se tiene una celda galvánica o pila. Si en cambio, la celda electroquímica consume corriente de una fuente externa, almacenando como consecuencia energía química, se dice que se tiene una celda electrolítica. La celda electroquímica esta compuesta fundamentalmente de tres partes las cuales son:

- **Ánodo:** Es la superficie del metal que se corroe, es donde la oxidación ocurre (pérdida de electrones) y es fuente de electrones.
- **Cátodo:** Es la superficie del metal donde no ocurre corrosión (puede haber poca corrosión) y ocurre la reducción (ganancia de electrones), en éste se recibe el flujo de electrones.
- **Conductor iónico:** Una solución con electrolitos, que puede ser un fluido corrosivo, cualquier solución, agua salada, aire, etc.

Generalmente se dan las siguientes reglas: La reacción anódica es una oxidación y la reacción catódica es una reducción. Los aniones (iones negativos) migran hacia el ánodo y los cationes (iones positivos) hacia el cátodo. Ver la figura 7-2.

Generalmente la zona anódica es la que sufre la corrosión, el proceso de disolución de un metal en un ácido es un proceso electroquímico, la infinidad de burbujas que aparecen en la superficie metálica revela la existencia de infinitos cátodos, mientras que en los ánodos se va disolviendo el metal, ver la figura 7-3.

Los electrones generados por la formación de iones de hierro en el ánodo pasan a través del metal hacia la superficie de las áreas catódicas inmersas en el electrolito. En el cátodo se establece un balance eléctrico con los electrones de la reacción y los iones hidrónico para producir hidrógenos monoatómicos (reducción del hidrógeno).



Los hidrógenos monoatómicos se combinan formando gas de hidrógeno que sale en forma de burbujas, como se muestra en la figura 7-4.

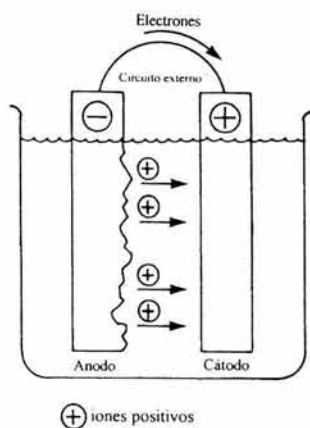


Figura 7-2 Celda de corrosión o celda galvánica.

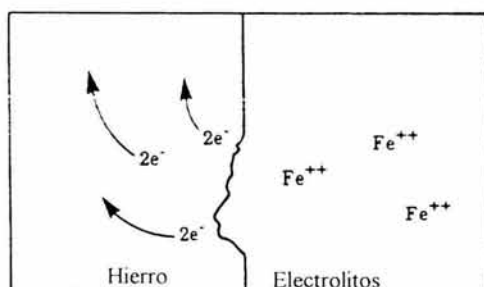


Figura 7-3 Reacción anódica en la corrosión del hierro.

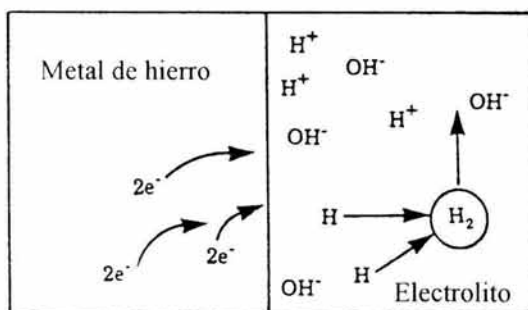


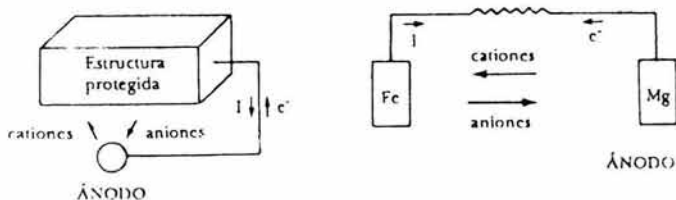
Figura 7-4 Reacción catódica en la corrosión del hierro.

Las reacciones catódicas y anódicas ocurren simultáneamente y a la misma velocidad. Los procesos de oxidación no necesariamente se asocian con la presencia de oxígeno en los procesos de corrosión. La reacción del hierro con el agua para producir hidróxido de hierro e hidrógeno es un ejemplo donde la oxidación no necesita oxígeno disuelto.



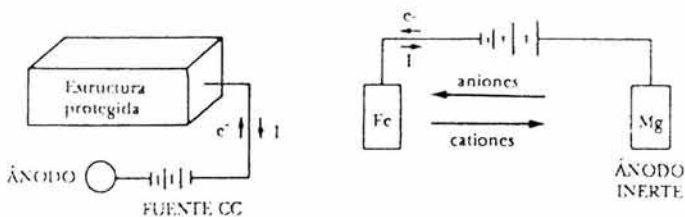
Los sistemas de protección contra la corrosión están basados en la eliminación de alguno de los elementos de la celda electroquímica o hacerlos inoperantes. El procedimiento que elimina todos los ánodos de la parte metálica a proteger haciéndola toda catódica, se conoce como protección catódica. Se usan dos métodos principales los cuales son el ánodo de sacrificio y la corriente impresa.

En el método de ánodo de sacrificio, se conecta el metal a proteger a otro menos noble en la serie galvánica, lo cual crea una pila galvánica en la que el metal a proteger actúa como cátodo, mientras que el metal anódico se sacrifica (se disuelve).



**Figura 7-5** Protección catódica con ánodos galvánicos o de sacrificio.

En el método de corriente impresa, se conecta el metal a proteger al polo negativo de una fuente de alimentación de corriente continua, pura o rectificada, y el polo positivo a un electrodo auxiliar que puede estar constituido por chatarra de hierro, ferro-silicio, plomo-plata, grafito, etc.



**Figura 7-6** Protección catódica con corriente impresa.

Desde el punto de vista termodinámico, la protección catódica se basa en la existencia de una zona de inmunidad en un cierto rango de valores de potencial, en el correspondiente diagrama de estabilidad termodinámica o diagrama de potencial- pH, más conocido como diagrama Pourbaix. En este diagrama para el caso del hierro (acero) se observan las zonas de corrosión, inmunidad y pasivación. Para que el metal no se corroa debe estar en la zona de inmunidad, hay que rebajar su potencial a un valor de  $-0.62$  V con respecto al electrodo de referencia de hidrógeno.

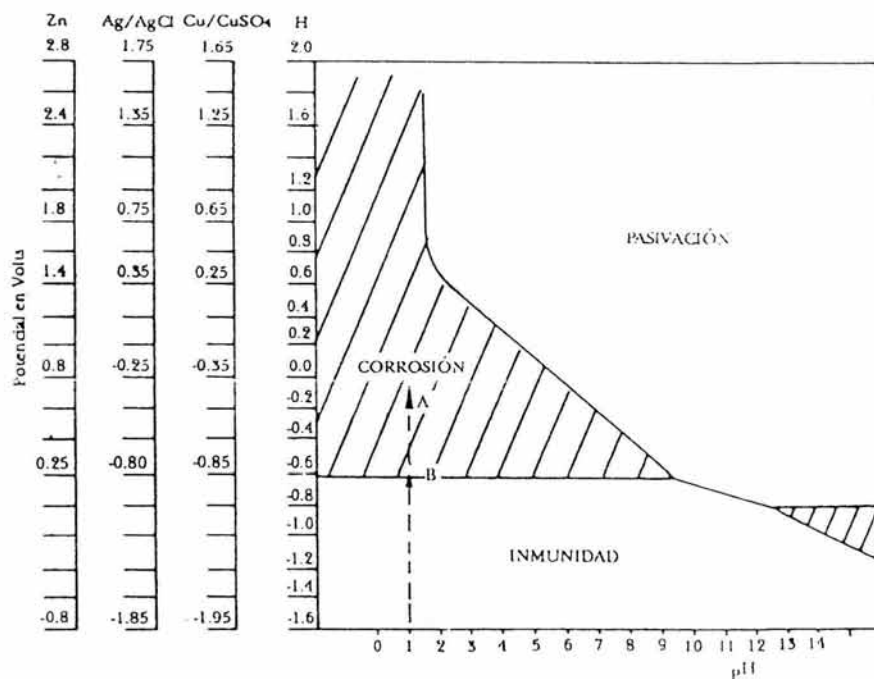


Figura 7-7 Diagrama potencial-pH para el hierro. (Ref. 6)

Las propiedades que deben reunir los ánodos de sacrificio son:

- 1) Deben tener un potencial de disolución lo suficientemente negativo como para polarizar la estructura de acero ( es el metal que normalmente se protege) a  $-0.80$  V. El potencial práctico de disolución puede estar en un rango de  $-0.95$  V a  $-1.7$ V.
- 2) Cuando el metal actúe como ánodo debe presentar una tendencia pequeña a la polarización, no debe desarrollar películas pasivantes protectoras y debe tener un elevado sobrepotencial para la formación de hidrógeno.
- 3) El metal debe tener un elevado rendimiento eléctrico expresado en amperes-hora por kg de material (A-h/kg) lo que constituye su capacidad de drenaje de corriente.

- 4) En su proceso de disolución anódica, la corrosión deberá ser uniforme.
- 5) El material debe ser de fácil adquisición y deberá de poderse fundir en diferentes tamaños y formas.
- 6) El metal deberá tener un costo razonable.

Para saber cuanto metal se disuelve en una reacción electroquímica de acuerdo a las leyes de Faraday, la cual dice que el paso de una corriente de 96500 coulombs (numero de Faraday) disuelve una cantidad equivalente de cualquier elemento químico. Entonces se utilizara la siguiente formula.

$$M_D = (I \times t) \left( \frac{PM}{n \times 96500} \right), g.$$

donde:

$M_D$  = Metal disuelto, g.

I = Intensidad de corriente en amperes (A).

t = tiempo, segundos.

PM = Peso atómico del metal en g.

n = Valencia del elemento, número de electrones que pierde el metal al disolverse.

El cociente  $PM/(96500 \cdot n)$  es el *equivalente electroquímico*. Las propiedades del Zn, Mg y Al se ven en la siguiente tabla:

**Tabla 7-7** Propiedades físicas y electroquímicas del Zn, Mg y Al. (Ref. 6)

Propiedades	Mg	Zn	Al
Peso atómico, g.	24.32	65.38	26.97
Peso específico a 20°C, g/cm <sup>3</sup> .	1.74	7.14	2.70
Punto de fusión, °C.	651	419.4	660.1
Resistividad eléctrica, Ω-cm.	4.46*10 <sup>-6</sup>	6.0*10 <sup>-6</sup>	2.62*10 <sup>-6</sup>
Valencia	2	2	3
Equivalente-gramo	12.16	32.69	9.00
Equivalente electroquímico, mg/C.	0.12601	0.3387	0.0931
Capacidad eléctrica teórica, A-h/kg.	2204	820	2982
Capacidad eléctrica práctica, A-h/kg	1322	738	1491
Rendimiento corriente (%)	60	90	50
Consumo teórico, kg/A-año	3.98	10.69	2.94
Potencial normal a 25°C. (V vs. Ag/AgCl)	-2.63	-1.05	-1.93
Potencial disolución en agua de mar ( V vs. Ag/AgCl)	-1.55	-1.05	-1.85

Los rendimientos prácticos no alcanzan nunca el 100%, ya que en la práctica industrial no se pueden fabricar ánodos galvánicos puros, porque resultan incosteables. En la siguiente tabla se dan los valores teóricos y prácticos de la capacidad eléctrica.

**Tabla 7-8** Valores electroquímicos teóricos para el cálculo de la vida del ánodo.(Ref 6)

Metal anódico	Capacidad de corriente teórica, A-año/kg	Rendimiento %	Factor de utilización %
Zinc	0.094	90	85
Aluminio	0.340	90	85
Magnesio	0.251	50	85

En la siguiente tabla se muestran los valores prácticos algunos ánodos típicamente usados.

**Tabla 7.9** Valores electroquímicos prácticos de ánodos galvánicos y de corriente impresa. (Ref. 21)

Tipos	Amp h/lb (1)	Amp h/kg
<b>Ánodos de corriente impresa</b>		
Grafito impregnada con aceite de linaza.	6000-7000 (6500)	13300-15500 (14400)
Hierro fundido con cromo al alto silicio.	8000-11000(8500)	17700-24300 (18800)
<b>Ánodos galvánicos</b>		
Magnesio.	450-500 (450)	1000-1100 (1000)
Aluminio (2)	200-950 (800)	440-2100 (1800)
Zinc.	300-350 (350)	660-770 (770)

Notas: (1) los valores en los paréntesis son usados para los cálculos de diseño.

(2) precaución, el funcionamiento y la eficiencia de los ánodos de aluminio varía con las aleaciones.

Las eficiencias de los ánodos varían en un gran rango, particularmente en los ánodos galvánicos. Los factores son: localización, posición y área superficial, composición del fluido, temperatura y el ataque selectivo electroquímico.

La densidad de corriente requerida en los recipientes está entre un rango de 5 a 40 miliamperes por pie cuadrado (54 a 430 mA/m<sup>2</sup>) donde el metal (acero sin recubrimientos) está sumergido en agua. El caso de no especificar la densidad de corriente requerirá, se usará 10 mA/ pies<sup>2</sup> ( 110 mA/m<sup>2</sup>) que generalmente se usa para diseños preliminares. Cuando se manejan grandes flujos que contienen despolarizadores como el oxígeno y ácido sulfhídrico se requieren generalmente de altas densidades de corriente para mantener el potencial de protección. (Ref. 21)

### Consideraciones de selección de los ánodos de sacrificio. (Ref. 21)

**Magnesio:** El ánodo de magnesio es el más frecuentemente empleado por su alta resistividad al agua. En salmueras donde la resistividad es baja, la corriente total puede ser controlada por circuitos externos.

**Zinc:** Este ánodo puede presentar un decrecimiento en el manejo del potencial con un incremento en la temperatura y un posible cambio de polaridad arriba de 150 °F (65°C) y pasivación en la presencia de fosfatos, cromatos y sulfatos.

**Aluminio:** El aluminio maneja un potencial bajo en comparación al magnesio. Este provee una autorregulación con lo que da una gran vida de protección del sistema y consecuentemente, se reemplaza pocas veces el ánodo. No obstante, su bajo manejo de potencial limita la corriente total. Generalmente mas de un ánodo de aluminio se requiere para reemplazar a uno de magnesio comparándolos en el tamaño y área superficial, particularmente por una alta resistividad al agua.

Los ánodos de sacrificio pueden ser ubicados en bloques cilíndricos o en el piso del recipiente. La inserción de electrodos de referencia pueden ser instalados en el recipiente en el mismo puerto de entrada de los ánodos. La presencia del potencial protector puede ser verificada después que el recipiente es polarizado. La polarización normalmente ocurre en dos semanas en recipientes sin recubrimientos, en los que tienen recubrimientos ocurre en pocos minutos.

La superficie del acero se considera protegida, si la superficie tiene un potencial negativo como -0.85 V. referido al electrodo de Cobre-saturado-sulfato de cobre, -0.78 V. referido al electrodo de calomel saturado o -0.81 referido al electrodo de plata-cloruro de plata. La polarización y protección del recipiente se asegura con un potencial igual o más bajo de estos valores. En los recipientes con recubrimiento el potencial debe mantenerse cerca del potencial mínimo de protección.

### Tiempo de vida del ánodo de sacrificio. (Ref. 6)

La vida del ánodo de sacrificio se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$\text{Vida} = \frac{QP\Theta B}{I}, \text{ años.}$$

Donde:

Q = Capacidad teórica de la corriente del ánodo, A-año/kg.

P = peso del ánodo, kg.

Θ = el rendimiento, %.

B = factor de utilización, %.

I = Intensidad requerida para la protección, Amp.



El número de ánodos que se van a necesitar para llevar a cabo la protección catódica se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$\# \text{anodos} = \frac{I_T}{I}$$

Donde :

$I_T$  = Intensidad necesaria total para la protección.

$I$  = Intensidad que es capaz de suministrar un ánodo.

La corrosión del fluido generalmente aumenta según la conductividad de éste por la cantidad de sólidos disueltos. La corrosión en el equipo para el manejo del crudo aumenta con la salmuera que contiene ácido fórmico, dióxido de carbono, hidrógeno y sulfuros. El diseño de la protección catódica depende de la configuración interna del recipiente y del factor económico ( costo inicial, mantenimiento, tipo y condiciones de revestimientos, energía y el costo estimado de la vida del sistema).

En los recipientes verticales que no contienen mamparas, compartimientos, tubos internos, etc. Generalmente se protege con ánodos cilindricos o cuerdas anódicas que están suspendidas del techo dentro del recipiente. Este diseño ofrece dos ventajas que otros diseños.

- 1.- Mejor distribución de la corriente ya el ánodo está en paralelo con las paredes del recipiente.
- 2.- Al deterioro o agotamiento del ánodo, este puede ser remplazado sin bajar el nivel del líquido o drenando el recipiente.

En los recipientes que tienen compartimientos, mamparas, tubos internos, desviadores de flujos mallas eliminadoras de niebla, etc. Demandan más cuidado en el diseño del sistema de protección catódica. Por lo menos un ánodo debe ser instalado por cada compartimiento expuesto a los flujos corrosivos. Si los recipientes de este tipo no son diseñados para acomodar la protección catódica, es necesario hacer modificaciones en los dispositivos internos del recipiente. Por ejemplo, si el recipiente tiene tubería interna y un desviador de flujos muy cercanos, se debe permitir el suficiente espacio para instalar el ánodo entre los dos dispositivos.

La correcta localización y posición de los ánodos en los recipientes es esencial para una buena distribución de la corriente. Como regla para la instalación de todos los ánodos en la protección catódica es colocarlos en las superficies expuestas al flujo corrosivo. Cada ánodo debe ser localizado en el centro de los compartimientos. Los factores que determinan el número, peso y forma de los ánodos son:

- ❖ Las áreas expuestas de metal sumergidas en el flujo corrosivo.
- ❖ Densidad de corriente requerida.
- ❖ Corriente anticipada para el rendimiento de los ánodos.
- ❖ Configuración del recipiente
- ❖ Vida deseada del sistema de protección catódica.

Los ánodos galvánicos (ánodos de sacrificio) están en contacto eléctrico con el metal a proteger, la corriente que se requiere se genera en este método por la corrosión del material del ánodo de sacrificio. En el caso de los ánodos de corriente impuesta, la corriente directa es proporcionada por medio de fuentes externas y se hace pasar por el sistema mediante ánodos que no son esencialmente de sacrificio.

Los sistemas con corriente impuesta son a veces preferidos por su flexibilidad y porque se puede anticipar su alta demanda de corriente y su tiempo de vida. Requieren más monitoreo y mantenimiento que los ánodos galvánicos. Los ánodos galvánicos son comunes donde la electricidad es muy costosa o no está disponible y pueden ser preferidos donde los requerimientos de corriente son bajos.

Otro método para el control de la corrosión es la pasivación del metal aplicando una corriente exterior que lo hace más anódico y recibe el nombre de **protección anódica**. En este tipo de protección se induce al metal a pasar al estado pasivo con la ayuda de un circuito externo, se ajusta el potencial del metal de tal manera que se deteriore más lentamente. Este método es aplicable a los metales y aleaciones que tienen un comportamiento pasivo-activo a varios potenciales de corrosión.

## 7.7 HOJAS DE DATOS DE PROCESO.

Las hojas de datos son de gran importancia ya que dan información como condiciones de diseño, condiciones de operación, códigos y especificaciones del material. También llevan un dibujo de los recipientes ya que es la manera más eficiente de comunicar las especificaciones, dimensiones, tamaño, número y localización de las boquillas, registros, drenes; necesidades interiores requeridas, recomendaciones del material de construcción (Particularmente en los casos donde se manejan fluidos corrosivos), recubrimientos, etc. Debe incluirse el peso del recipiente cuando está lleno y vacío, pues esto ayuda a los encargados del diseño de estructuras, soportes y cimentaciones. Esta hoja transmite la información preliminar a los fabricantes de recipientes que se encargan del diseño mecánico y no deberán hacer cambios en las dimensiones básicas del recipiente por ser estas necesarias en el proceso. Se debe buscar las dimensiones básicas que satisfaga al proceso y para que resulte un diseño básico de lo más económico.

Una hoja de datos de proceso para recipientes está constituida por lo siguiente:

- I. Una identificación. En ella se plasma el nombre de la firma de ingeniería que efectúa el trabajo, el cliente para el cual se trabaja, nombre y localización de la planta, servicio, número de identificación del equipo.
- II. Características de operación y propiedades del fluido.
- III. Dimensiones del equipo.
- IV. Datos de diseño del equipo, niveles de líquidos, alarmas y paro.
- V. Materiales de construcción y recubrimientos.
- VI. Posición (vertical u horizontal)
- VII. Tipo de tapas.
- VIII. Boquillas.
- IX. Dibujo del recipiente mostrando conexiones y detalles de los accesorios internos.
- X. Cuadro de revisiones.

## SUBDIRECCION DE INGENIERIA

PLANTA PLATAFORMA DE PERFORACION AKAL 418					HOJA 1 DE 1	
LOCALIZACION	SONDA DE CAMPECHE MEXICO			EDICION	FECHA	HECHA POR
CONTRATO No.	FA-4792			APC	04/MAY/99	GOMH
CLAVE	FB-1801					GMU
No. DE UNIDADES	1 (UNA)					
<b>RECIPIENTES</b> (HOJA DE DATOS DE PROCESO)						
1	SERVICIO TANQUE DE DRENAJES ACEITOSO				POSICION	VERTICAL
2	TIPO DE FLUIDO	LIQUIDO	AGUA AMARGA Y ACEITE RECLUP	FLUJO	113.5	ton
3	VAPOR O GAS	---	---	FLUJO		m <sup>3</sup> /seg
4	TEMPERATURA OPERACION	20	°C	MAXIMA	38	°C
5	PRESION OPERACION	ATM	Kg/cm <sup>2</sup>	MAXIMA	ATM	Kg/cm <sup>2</sup>
6	DIMENSIONES LONGITUD T T	2248	mm	DIAMETRO	1068	mm
7	NIVEL NORMAL	---	mm	MAXIMO	1943	mm
8	ALARMA DE ALTO NIVEL	mm		ALARMA MUY BAJO NIVEL	457	mm
9						NIVEL DE PARO 809 mm
10	MATERIALES CASCARON	AC AL CAR	CABEZAS AC AL CARBON			
11	MAILLA SEPARADORA	ESPAESOR	---	MATERIAL	---	
12	TIPO CIRCULAR	DIAMETRO	---			
13	TIPO RECTANGULAR	LONG	---	ANCHO	---	
14	CORROSION PERM.	CASCARON	3.2 mm	CABEZAL	3.2 mm	
15	AISLAMIENTO	NO				
16	RECUBRIMIENTO INTERNO	NO				
<b>BOQUILLAS</b>						
17	No.	CANT	DIAM. (mm)	SERVICIO		
18	1	1	1068	REGISTRO DE HOMBRE (NOTA 1)		
19	2	1	51	VENTEO		
20	11	1	203	ALIMENTACION		
21	18	1	51	SUCCION DE BOMBA		
22	20	1	51	RETORNO VALV. DE SEGURIDAD		
23	31	1	38	DRENE		
24	35	1	51	CONEXION DE SERVICIO		
25	45 A,B	2	51	INSTUMENTOS DE NIVEL		
26						
27						
28						
29						
30						
<b>NOTAS</b>						
1 SE DEBE HABILITAR LA TAPA SUPERIOR COMO REGISTRO DE HOMBRE						
2 DISEÑO DE TANQUE CONFORME A API-650						
ACOT EN mm						
				REVISION	0	
				FECHA	04-05-99	
				HECHA POR	GOMH	
				AP POR	GMU	

Figura 7-8 Hoja de datos del equipo de proceso.

## CAPITULO VIII.

### EJEMPLOS DE APLICACIÓN.

#### 8.1 SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO.

**Ejemplo 1** Dimensionar el recipiente separador liquido-liquido horizontal que maneja una emulsión de hidrocarburo de 55° API y agua. Suponer que el diámetro de la gota de agua es de 200 micras. Las condiciones de operación son las siguientes.

Presión de operación = 1000 psig  
Temperatura de operación = 80° F.  
Flujo másico de hidrocarburo = 13272 lb/hr.  
Flujo másico de agua = 1869 lb/hr.  
Densidad de hidrocarburo = 47.40 lb/pie<sup>3</sup>  
Densidad de agua = 62.3 lb/pie<sup>3</sup>  
Viscosidad de hidrocarburo = 0.55 cp  
Viscosidad de agua = 0.84 cp  
Material de construcción del recipiente SA 283 grado A.  
Espesor por corrosión 1/16 plg.  
Eficiencia de la soldadura 0.85

#### Procedimiento.

1.- Calcular los flujos volumétricos  $Q_{LL}$  y  $Q_{HL}$  con las ecuaciones 3.1 y 3.2.

$$Q_{HL} = \frac{1869}{60(62.3)} = 0.5 \frac{\text{pies}^3}{\text{min.}}$$

$$Q_{LL} = \frac{13272}{60(47.4)} = 4.666 \frac{\text{pies}^3}{\text{min.}}$$

2.- Calcular la  $K_S$  con el diámetro de 200 micras, con la ecuación en la tabla 5-1 del capítulo V.

$$K_S = 2.06151 * 10^{-5} (200)^2 = 0.82$$

3.- Calcular las velocidades de sedimentación,  $U_{HL}$  y  $U_{LH}$ , con las ecuaciones 3.3 y 3.4.

$$U_{HL} = \frac{0.82(62.3 - 47.4)}{0.55} = 22.21 \frac{\text{plg.}}{\text{min.}}$$

$$U_{LH} = \frac{0.82(62.3 - 47.4)}{0.84} = 14.54 \frac{\text{plg.}}{\text{min.}}$$

Como las velocidades son muy grandes, se utilizará el criterio de usar 10 plg./min. Como máximo, entonces,  $U_{HL} = U_{LH} = 10$  plg./min.

4.- Seleccionar el tiempo de residencia de acuerdo a la tabla 3-1 del capítulo III y calcular el volumen de residencia  $V_R$ , con la ecuación 3-5.

Se seleccionara 5 min.

$$V_R = (4.666 + 0.5)(5) = 25.83 \text{ pies}^3$$

5.- Seleccionar la relación  $L/D$  de la tabla 2-3 del capítulo II, el valor seleccionado es 4 y calcular el diámetro y el área transversal, con las ecuaciones 3.6 y 3.7.

$$D = \left[ \frac{4(25.83)}{\pi(4)} \right]^{1/3} = 2.01 \approx 2 \text{ pies}$$

$$A_T = \frac{\pi(2)^2}{4} = 3.141 \text{ pies}^2$$

6.- Seleccionar las alturas de cada fase, 1 pie como mínimo para cada fase.  $H_{LL} = H_{HL} = 1$  pie.

Calcular el área de cada fase con ayuda de la tabla 4-4. y calcular la longitud del recipiente.

$$A_{LL} = A_{HL} = 1.57 \text{ pies}^2$$

$$L = \frac{25.83}{3.141} = 8.22 \text{ pies}$$

Como se pasa de 8 pies que es la longitud de la placa comerciar, entonces  $L = 10$  pies.

7.- Calcular los tiempos de sedimentación para ambas fases, con las ecuaciones 3.9 y 3.10.

$$t_{HL} = t_{LH} = \frac{12(1)}{10} = 1.2 \text{ min.}$$

8.- Calcular los tiempos de residencia para cada fase con las ecuaciones 3.11 y 3.12.

$$\theta_{HL} = \frac{1.57(10)}{0.5} = 31.4 \text{ min.}$$

$$\theta_{LL} = \frac{1.57(10)}{4.666} = 3.36 \text{ min.}$$

9.- verificar el  $L/D$ ,  $10/2 = 5$

10.- Seleccionar el tipo de cabezales con la tabla 4-5 del capítulo 4 y calcular el espesor de cuerpo del recipiente y de los cabezales de acuerdo a la tabla 4-6.

Se seleccionaran cabezales elípticos.

La presión de diseño es  $P_D = 1000 + 10\% = 1100$  psi

La temperatura de diseño es de 100 °F

El esfuerzo permisible de material es de 10350 psi

$$t_s = \frac{(1100)(24)}{2(10350)(0.85) - 1.2(1100)} + \frac{1}{16} = 1.684 \approx 1 \frac{3}{4} \text{ plg.}$$

$$t_H = \frac{(1100)(24)}{2(10350)(0.85) - 0.2(1100)} + \frac{1}{16} = 1.581 \approx 1 \frac{5}{8} \text{ plg.}$$

11.- Calcular el área superficial del recipiente y de los cabezales de acuerdo a la tabla 4-6.

$$A_s = \pi(2)(10) = 62.83 \text{ pies}^2$$

$$A_H = 1.09(2)^2 = 4.36 \text{ pies}^2$$

13.- Calcular el peso aproximado del recipiente.

$$W = (490) \left( \frac{1.75}{12} \right) (62.83 + 2(4.36)) = 5112.84 \text{ lb.}$$

Se realizó el cálculo con una L/D = 2 y se obtuvieron los siguientes resultados:

L/D Supuesto	L/D Real	D pies	L pies	$\theta_{HL}$ min	$\theta_{LL}$ min	Peso del recipiente, W (lb)
4	5	2	10	31.4	3.36	5112.84
2	2.4	2.5	6	21.924	3.934	5581.13

Se observa que en el L/D = 5 el recipiente obtiene un menor peso del recipiente y cumple con las necesidades del proceso, por lo cual es el óptimo.

#### Cálculo del diámetro de las boquillas.

El cálculo se hace de acuerdo al capítulo VI sección 6.3.

#### Boquilla de salida del hidrocarburo.

El criterio de velocidad recomendada en el apéndice A es de 0.5 a 1.5 pies/s para entrada y salida de separadores líquido-líquido, se tomara el valor de 1 pie/s para los cálculos.

$$d = \left[ 0.0509 \left( \frac{13272}{47.4(1)} \right) \right]^2 = 3.77 \text{ plg.}$$

El diámetro nominal escogido es de 4" con un diámetro interno de 4.026"

Calculando la velocidad real:

$$V_{Real} = 183.3 \left( \frac{0.077}{(4.026)^2} \right) = 0.87 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Entonces  $V_S \cong V_{Real}$ , por lo cual el diámetro nominal de 4" es aceptable.

#### Boquilla de salida de agua.

El proceso de dimensionamiento es igual al anterior.

$$d = 1.23 \text{ plg.}$$

Se escoge el diámetro nominal de 1 ¼" con diámetro interno de 1.380 plg.

La  $V_{Real} = 0.8$  pies/s, por lo que el diámetro nominal escogido es aceptable.

### Boquilla de alimentación de la emulsión.

El dimensionamiento cambia de los anteriores ya que hay que calcular la densidad de la mezcla, que se calcula como sigue:

$$\lambda = \frac{1869}{1869 + 13272} = 0.123$$

$$\rho_M = 62.3(0.123) + 47.40(1 - 0.123) = 49.23 \frac{\text{lb}}{\text{pies}^3}$$

$$W_T = 1868 + 13272 = 15141 \text{ lb/hr}$$

La velocidad recomendada es la misma de 1 pie/s

$$d = 3.95 \text{ plg.}$$

Se escoge un diámetro nominal de 4" con diámetro interno de 4.026 plg. con este dato se calcula la  $V_{\text{Real}} = 0.966$ , entonces  $V_S \cong V_{\text{Real}}$ , por lo que el diámetro nominal es aceptable.

Resumiendo.

L/D = 5

Largo del recipiente 10 pies.

Diámetro del recipiente 2 pies.

Diámetro de la boquilla de alimentación de 4 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de la fase pesada (agua) es de 1 ¼ plg.

Diámetro de la boquilla de salida de la fase ligera es de 4 plg.

Cabezales elípticos de espesor de 1 5/8 plg.

Espesor del tambor 1 ¼ plg.

Peso aproximado del recipiente 5112.84 lb.

SUBDIRECCION DE INGENIERIA

PLANTA	Refineria de Tula	HOJA 1 DE 1		
LOCALIZACION	Hidalgo	EDICION	FECHA	HECHA POR
CONTRATO No	R.A-503	HP	20-6-03	D.B.C.
CLAVE	FA-38			
No. DE UNIDADES	1 (una)			

RECIPIENTES

(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

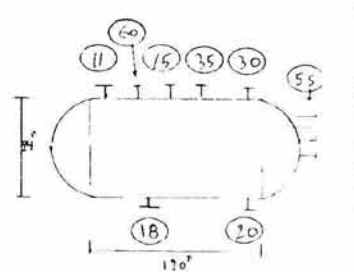
SERVICIO	Separador hidrocarburo-agua		POSICION	Horizontal	
TIPO DE FLUIDO	Hidrocarburo 55° API	FLUJO	13272 lb/hr	DENSIDAD	47.4 lb/pies <sup>3</sup>
	Agua	FLUJO	1869 lb/hr	DENSIDAD	62.3 lb/pies <sup>3</sup>
TEMPERATURA OPERACION	80 °F	MAXIMA	90 °F	DISEÑO	100 °F
PRESION OPERACION	1000 psig	MAXIMA	1050 psi	DISEÑO	1100 psi
DIMENSIONES LONGITUD	120 plg	DIAMETRO	24 plg	CAP TOTAL	31 pies <sup>3</sup>
NIVEL NORMAL		MAXIMO		MINIMO	

ALARMA DE ALTO NIVEL	ALARMA MUY BAJO NIVEL	NIVEL DE PARO
----------------------	-----------------------	---------------

MATERIALES	SA 283 Grado A		
MALLA SEPARADORA	No	MATERIAL	---
TIPO CIRCULAR	---		
TIPO RECTANGULAR	---	ANCHO	---
CORROSION PERM.	1/16 plg	CABEZAL	1/16 plg
AISLAMIENTO	No		
RECUBRIMIENTO INTERNO	No		

BOQUILLAS

No.	CANT	DIAM plg	SERVICIO
11	1	4	Alimentacion
20	1	1 1/4	Salida de fase pesada
30	1	4	Salida de fase ligera
55	4	1.5	Conex valv de rastreo
35	1	1.5	Ind presion
15	1	1.5	Ind temperatura
18	1	1.5	Drene
60	1	1.5	Conex valv relevo



NOTAS

Cabezales elipticos  
El recipiente va mundado

REVISION			
FECHA			
HECHA POR			
AP. POR			



**Ejemplo 2** Dimensionar el recipiente separador líquido-líquido con bota para la fase pesada, usando las condiciones y datos del ejemplo anterior y ver la diferencia de pesos aproximados de las dos configuraciones de los recipientes.

1.- Seleccionando el tiempo de residencia de  $T_R = 5$  min. de la tabla 3-1 del capítulo III, con la ecuación 3.13 calcular el volumen del recipiente.

$$V_R = (4.666)(5) = 23.33 \text{ pies}^3$$

2.- Seleccionar un L/D de 4 y calcular el diámetro del recipiente, D, el área transversal,  $A_T$ , con las ecuaciones 3.6 y 3.7.

$$D = \left[ \frac{4(23.33)}{\pi(4)} \right]^{1/3} = 1.95 \approx 2 \text{ pies}$$

$$A_T = \frac{\pi(2)^2}{4} = 3.141 \text{ pies}^2$$

3.- Calcular la longitud del recipiente con la ecuación 3.14.

$$L = \frac{23.33}{3.141} = 7.42 \approx 8 \text{ pies}$$

4.- con  $U_{HL} = 10$  plg./min. Calcular el tiempo de sedimentación  $t_{HL}$ , con la ecuación 3.15.

$$t_{HL} = \frac{12(2)}{10} = 2.4 \text{ min.}$$

5.- Calcular el tiempo de residencia  $Q_{LL}$ , con la ecuación 3.11.

$$\theta_{LL} = \frac{(3.141)(8)}{4.666} = 5.38 \text{ min}$$

6.- Verificar el L/D.

$$\frac{L}{D} = \frac{8}{2} = 4$$

7.- Seleccionar el tipo de cabezales y calcular el espesor de los cabezales y del tambor del recipiente acuerdo a las tablas 4-5 y 4-6 del capítulo 4.

$$t_s = \frac{(1100)(24)}{2(10350)(0.85) - 1.2(1100)} + \frac{1}{16} = 1.684 \approx 1 \frac{3}{4} \text{ plg.}$$

$$t_H = \frac{(1100)(24)}{2(10350)(0.85) - 0.2(1100)} + \frac{1}{16} = 1.581 \approx 1 \frac{5}{8} \text{ plg.}$$

8.- Calcular el área superficial de los cabezales y tambor del recipiente con la tabla 4-6.

$$A_s = \pi(2)(8) = 50.265 \text{ pies}^2$$

$$A_H = 1.09(2)^2 = 4.36 \text{ pies}^2$$

9.- Calcular el peso aproximado del recipiente.

$$W = (490) \left( \frac{1.75}{12} \right) (50.265 + (2)4.36) = 4214.96 \text{ lb}$$

10.- Dimensionamiento de la bota.

Establecer la altura de la fase pesada,  $H_{HL} = 1$  pie como mínimo.

$$t_{LH} = \frac{12(1)}{10} = 1.2 \text{ min.}$$

11.- Establecer que la velocidad de sedimentación en la bota es:

$$U_B = 0.75U_{LH} = 7.5 \text{ min.}$$

12.- Calcular el diámetro de la bota con la ecuación 3.18.

$$D_B = \frac{4 \times 12(0.5)}{\pi(7.5)} = 1 \text{ pie}$$

13.- Calcular el tiempo de residencia de la fase pesada con la ecuación 3.19.

$$\theta_{HL} = \frac{\pi(1)^2(1)}{4(0.5)} = 1.57 \text{ min.}$$

14.- Adicionar 0.5 pies a la altura de la bota para que la interfase quede dentro de la bota.

15.- Calcular el espesor del tambor y cabezal de la bota, calcular las áreas superficiales y calcular el peso aproximado de la bota, según la tabla 4-6.

$$t_S = \frac{(1100)(12)}{2(10350)(0.85) - 1.2(1100)} + \frac{1}{16} = 0.873 \approx \frac{7}{8} \text{ plg.}$$

$$t_H = \frac{(1100)(12)}{2(10350)(0.85) - 0.2(1100)} + \frac{1}{16} = 0.822 \approx \frac{7}{8} \text{ plg.}$$

$$A_s = \pi(1)(1.5) = 4.712 \text{ pies}^2$$

$$A_H = 1.09(1)^2 = 1.09 \text{ pies}^2$$

$$W_B = (490) \left( \frac{0.875}{12} \right) (4.712 + 1.09) = 207.300 \text{ lb.}$$

16.- Calcular el peso total del recipiente.

$$W_T = 4214.96 + 207.3 = 4422.26 \text{ lb}$$

Resumiendo.

L/D = 4

Largo del recipiente 8 pies.

Diámetro del recipiente 2 pies.

Diámetro de la boquilla de alimentación de 4 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de la fase pesada (agua) es de 1 ¼ plg.

Diámetro de la boquilla de salida de la fase ligera es de 4 plg..

Cabezales elípticos de espesor de 1 5/8 plg.

Espesor del tambor del recipiente 1 ¾ plg.

Peso Aproximado del recipiente 4422.26 lb.

Altura de la bota = 1.5 pies.

Diámetro de la bota = 1 pie.

Espesor del tambor de la bota = 7/8 plg.

Espesor del cabezal elíptico de la bota = 7/8 plg.

Comparando los pesos de las dos configuraciones de los recipientes:

Configuración	D pies	L pies	L/D	W <sub>T</sub> lb
Recipiente horizontal	2	10	5	5112.84
Recipiente horizontal con bota	2	8	4	4422.26

Se observa que el peso aproximado del recipiente con bota tiene casi un 15% menos que el recipiente sin bota, por lo cual se ahorra en material de construcción.

SUBDIRECCION DE INGENIERIA

PLANTA	Refinería de Tula	HOJA 1 DE 1		
LOCALIZACION	Hidalgo	EDICION	FECHA	HECHA POR
CONTRATO No.	R.B-504	CFX	20-6-03	D.R.C
CLAVE	FA-40			
No. DE UNIDADES	1 (una)			

RECIPIENTES

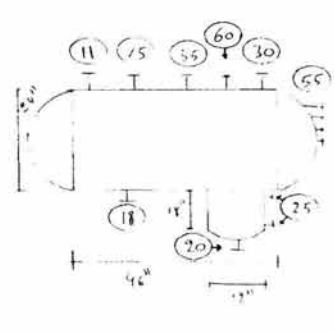
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

SERVICIO	Separador hidrocarburo-agua		POSICION	Horizontal
TIPO DE FLUIDO	Hydrocarburo de 55° API	FLUJO	13272 lb/hr	DENSIDAD
	Agua	FLUJO	1869 lb/hr	DENSIDAD
TEMPERATURA OPERACION	80 °F	MAXIMA	90 ° F	DISEÑO
PRESION OPERACION	1000 psig	MAXIMA	1050 psig	DISEÑO
DIMENSIONES LONGITUD T T	96 plg	DIAMETRO	24 plg	CAP. TOTAL
NIVEL NORMAL		MAXIMO		MINIMO
ALARMA DE ALTO NIVEL		ALARMA MUY BAJO NIVEL		NIVEL DE PARO

MATERIALES	SA 283 Grado A	
MALLA SEPARADORA	No	MATERIAL
TIPO CIRCULAR		
TIPO RECTANGULAR		
CORROSION PERM.	1/16 plg	CABEZAL
ANCHO	1/16 plg	
AISLAMIENTO	No	
RECUBRIMIENTO INTERNO	No	

BOQUILLAS

No.	CANT	DIAM. plg	SERVICIO
11	1	4	Alimentacion
20	1	1 1/4	Salida de fase pesada
30	1	4	Salida de fase ligera
25	4	1.5	Ind nivel
35	1	1.5	Ind presion
15	1	1.5	Ind temperatura
18	1	1.5	Drene
55	4	1.5	Conex. valv. de rastreo
60	1	1.5	Conex. valv. relevo



NOTAS

Cabezales elipticos
El recipiente va mundado

REVISION			
FECHA			
HECHA POR			
AP POR			

## 8.2 SEPARADORES LÍQUIDO-VAPOR.

**Ejemplo 3.** En un ciclo de refrigeración mecánica donde el refrigerante es propano. El propano líquido se expande cuando pasa a través de una válvula de expansión dirigiéndose a un evaporador donde el calor es absorbido, el propano sale del evaporador con cierta fracción de líquido, para continuar con el ciclo el propano debe comprimirse a través del compresor y después debe ser condensado, así cerrando el ciclo.

Dimensionar el recipiente separador líquido-vapor en configuración vertical con malla eliminadora de niebla de la figura 8-1, las condiciones son las siguientes:

Presión de operación = 16 Psia.

Temperatura de operación =  $-40^{\circ}\text{F}$

Flujo másico total = 178 570 lb/hr.

Calidad del vapor  $X_L = 0.2$

Flujo másico de líquido = 35714 lb/hr.

Flujo másico de vapor = 142856 lb/hr.

$\rho_L = 36.098 \text{ lb/ pie}^3$

$\rho_V = 0.164 \text{ lb/ pie}^3$

$\mu_L = 0.198 \text{ cp}$

$\mu_V = 0.006 \text{ cp}$

Material de construcción del recipiente SA-333 grado 3.

Espesor por corrosión 1/16 plg.

Eficiencia de la soldadura 0.85

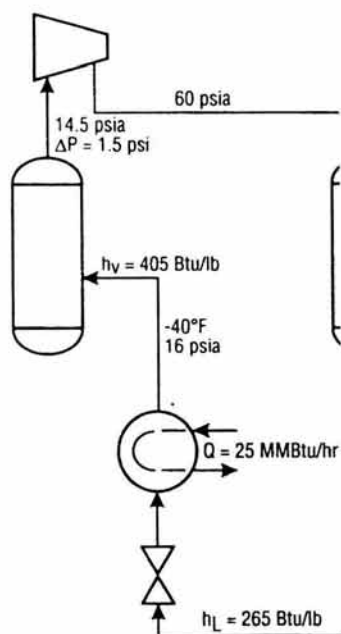


Figura 8-1 Parte de un ciclo de refrigeración mecánica.

**Procedimiento.**

1.- Seleccionar la K de la tabla 4-1 del capítulo IV y calcular la velocidad terminal del vapor con la ecuación 4-3.

Usando los valores de York Demister  $K = 0.35 (0.8) = 0.28$

$$U_T = 0.28 \frac{36.098 - 0.164}{0.164} = 4.242 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Entonces  $U_G = 0.75U_T = 3.181 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$

2.- Calcular el flujo volumétrico del vapor.

$$Q_G = \frac{142856}{3600(0.164)} = 241.964 \frac{\text{pies}^3}{\text{s}}$$

3.- Calcular el diámetro interno del recipiente con la ecuación 4-1.

$$D_{LG} = \frac{4(241.964)}{\pi(3.181)} = 9.841 \text{ pies}$$

9.841 + 0.5 pies por soporte = 10.34 pies.

entonces  $D = 10.5$  pies.

4.- Calcular el flujo volumétrico del líquido.

$$Q_L = \frac{35714}{(60)(36.098)} = 16.534 \frac{\text{pies}^3}{\text{min}}$$

5.- Seleccionar el tiempo de drenado de la tabla 2-3 del capítulo II y calcular el volumen de drenado.

Se seleccionara 5 min

$$V_H = (5)(16.534) = 82.67 \text{ pies}^3$$

6.- Seleccionar el tiempo de sobrealimentación de la tabla 2-3 y calcular su volumen.

Se seleccionara 5 min.

$$V_S = (5)(16.534) = 82.67 \text{ pies}^3$$

7.- Obtener la altura del nivel mínimo del líquido  $H_{LLL}$  de la tabla 4-2 del capítulo IV.

$$H_{LLL} = 6 \text{ plg.}$$

8.- Calcular las alturas del drenado y de sobrealimentación con las ecuaciones 4.8 y 4.9 respectivamente.

$$H_H = \frac{82.67}{\left(\frac{\pi}{4}\right)(10.5)^2} = 0.95 \approx 1 \text{ pie.}$$

Entonces  $H_H = H_S$

9.- Calcular la altura entre el nivel máximo de líquido y la línea central de la boquilla de alimentación, se calculará con mampara de choque.

$$H_{LIN} = 12 + d_N$$

El **diámetro de la boquilla de alimentación** se calculará con las ecuaciones y criterios de velocidad y caída de presión para tuberías en el capítulo VI y apéndice A.

Usando el criterio del apéndice A que indica que la velocidad del flujo a dos fases a la entrada de separador deben ser menor igual que  $40/(\rho_M)^{0.5}$

$$\text{Entonces la velocidad es: } V \leq \frac{40}{(0.204)^{0.5}} = 88.56 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Calcular las velocidades superficiales del líquido y el vapor,  $V_{SL}$  y  $V_{SG}$  para usar la figura 6-3 del capítulo VI, el mapa de Mandhane para flujo a dos fases en tuberías horizontales. Suponiendo un diámetro nominal de 24" con diámetro interno de 23.250".

$$V_{SL} = \frac{0.275}{\left(\frac{\pi}{4}\right) \left(\frac{23.250}{12}\right)^2} = 0.093 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$$V_{SG} = \frac{241.964}{\left(\frac{\pi}{4}\right) \left(\frac{23.250}{12}\right)^2} = 82.06 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$$V_M = 0.093 + 82.06 = 82.153 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

En el mapa de Mandhane se observa que cae en la zona de flujo anular, lo cual es una zona aceptable y la velocidad es menor de 88.56 pies/s.

$$\text{Entonces } H_{LIN} = 12 + 24 = 36 \text{ plg.} = 3 \text{ pies}$$

10.- Calcular la altura de la sección de sedimentación por gravedad,  $H_D$ , con la ecuación 4-11.

$$H_D = 0.5D = 0.5(10.5) = 5.25 \text{ pies}$$

11.- Se tomara 6 plg. para la altura del eliminador de niebla y 1 pie de la parte alta del eliminador hasta donde comienza el cabezal superior del recipiente. Calcular la altura total del recipiente con la ecuación 4-12.

$$H_T = 0.5 + 1 + 1 + 3 + 5.25 + 1 + 0.5 = 12.25 \text{ pies}$$

Situar  $H_T = 12$  pies.

12.- Verificar el  $L/D = 12/10.5 = 1.14$

Como no cae dentro del rango recomendable de  $L/D$ , se aumentará el  $H_T$ .

Se aumentara a las alturas de:

$$H_{LIN} = 4 \text{ pies}$$

$H_D = 8$  pies

Ahora  $H_T = 16$  pies.

$L/D = 16/10.5 = 1.52$  cae dentro del rango recomendado.

13.- Seleccionar el tipo de cabezales y calcular el espesor del tambor y de los cabezales de acuerdo a la tabla 4-5 y 4-6 del capítulo IV.

La presión de diseño es de  $1.3 + 20$  psig = 21.3 psig.

El esfuerzo permisible del material de construcción, se encuentra en el apéndice C. Y el valor es de  $16250 \text{ lb/plg}^2$ . (psig)

La eficiencia de la soldadura es de 0.85%

El espesor adicionado por corrosión es de  $1/16$  plg.

El espesor del tambor es de:

$$t_s = \frac{(21.3)(126)}{2(16250)(0.85) - 1.2(21.3)} + \frac{1}{16} = 0.159 \approx \frac{3}{16} \text{ plg.}$$

Se eligen cabezales Toriesféricos y el espesor es:

$$t_H = \frac{0.885(21.3)(126)}{(16250)(0.85) - 0.1(21.3)} + \frac{1}{16} = 0.234 \approx \frac{1}{4} \text{ plg.}$$

14.-Calcular el área superficial del tambor y de los cabezales de acuerdo a la tabla 4-6.

$A_S = \pi(10.5)(16) = 527.78$  pies.

$A_H = 0.842(10.5)^2 = 92.83$  pies.

15.- Calcular el peso aproximado del recipiente con de acuerdo a la tabla 4-6.

$$W = (490) \left( \frac{0.25}{12} \right) (527.78 + 2(92.83)) = 7283.03 \text{ lb}$$

El cálculo del diámetro de las boquillas de salida del vapor y del líquido se realizara de acuerdo a la sección 6-3 del capítulo VI.

**Diámetro de la boquilla de salida del vapor.**

Se selecciona el criterio de caída de presión en el apéndice A, el criterio es  $\Delta p_{100} = 0.5$  psi para líneas a la succión de un compresor.

Con  $W = 142856$  lb/hr. Encontrar  $C_1 = 20$

Calcular  $C_2$

$$C_2 = \frac{0.5(0.164)}{20} = 0.0041$$

Entonces con  $C_2$  se obtiene el diámetro nominal = 18"

Calculando el  $\Delta p_{100 \text{ real}} = 0.458$  psi, es aceptable.

**Diámetro de la boquilla de salida de líquido.**

Se selecciona la velocidad recomendada en el apéndice A. El criterio es  $V_S = 3$  pies/s para drenaje de línea de refrigerante.

$$d = \left[ 0.0509 \left( \frac{35714}{36.098(3)} \right) \right]^{\frac{1}{2}} = 4.09 \text{ plg.}$$



Se selecciona el diámetro nominal = 4" con un diámetro interior de 4.02"

$$Q = \frac{35714}{36.098(3600)} = 0.274 \frac{\text{pies}^3}{s}$$

$$V_{Real} = 183.3 \left( \frac{0.274}{4.02^2} \right) = 3.11 \frac{\text{pies}}{s}$$

Entonces  $V_S \cong V_{Real}$ , por lo que el diámetro nominal de 4" es aceptable.

Resumiendo:

L/D = 1.52

Altura del recipiente 16 pies.

Diámetro del recipiente 10.5 pies.

Diámetro de la boquilla de alimentación de 24 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de vapor 18 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de líquido 4 plg.

Cabezales tipo torisféricos de espesor de 1/4 plg.

Espesor del tambor 3/16 plg.

Peso aproximado del recipiente 7283.03 lb.

SUBDIRECCION DE INGENIERIA

PLANTA	La cañagüera	EDICIÓN	FECHA	HECHA POR	HOJA 1 DE 1
LOCALIZACIÓN	Veracruz	EDICIÓN	FECHA	HECHA POR	AP. POR
CONTRATO NO	HB-307	EDICIÓN	FECHA	HECHA POR	AP. POR
CLAVE	FB-180				
NO. DE UNIDADES	1 (una)				

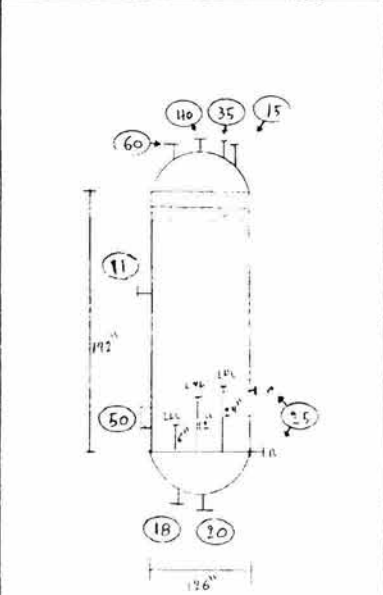
R  
E  
V

RECIPIENTES  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

SERVICIO	Recipiente separador para compresor		POSICIÓN	VERTICAL	
TIPO DE FLUIDO	Propano gaseoso	FLUJO	132856 lb/hr	DENSIDAD	0.164 lb/pies <sup>3</sup>
	Propano líquido	FLUJO	35714 lb/hr	DENSIDAD	36.098 lb/pies <sup>3</sup>
TEMPERATURA OPERACIÓN	-40 °F	MAXIMA	-45 °F	DISEÑO	-50 F
PRESION OPERACIÓN	1.3 psig	MAXIMA	1.3 psig	DISEÑO	21.3 psig
DIMENSIONES LONGITUD T	192 psig	DIAMETRO		CAP. TOTAL	1385.44 pies <sup>3</sup>
NIVEL NORMAL	12 plg	MAXIMO	24 plg	MINIMO	6 plg
ALARMA DE ALTO NIVEL	20 plg	ALARMA MUY BAJO NIVEL	8 plg	NIVEL DE PARO	22 plg

MATERIALES		SA-333 grado 3	
MALLA SEPARADORA	SI	MATERIAL	Acero Inox
TIPO CIRCULAR	SI	ANCHO	
TIPO RECTANGULAR		CABEZAL	1/16 plg
CORROSION PERM.	1/16 plg		
AISLAMIENTO	NO		
RECUBRIMIENTO INTERNO	NO		

BOQUILLAS			
NO.	CANT.	DIAM. plg	SERVICIO
11	1	24	Alimentación
40	1	18	Salida de fase gaseosa
20	1	4	Salida de fase liquido
25	2	1.5	Ind nivel
35	1	1.5	Ind presión
15	1	1.5	Ind temperatura
50	1	20	Registro de hombre
18	1	1.5	Drene
60	1	1.5	Conex valv relevo



NOTAS

Cabezales tonostéricos

REVISION		
FECHA		
HECHA POR		
AP. POR		

**Ejemplo 4.** Dimensionar el recipiente separador líquido-vapor de configuración horizontal (Knockout drums) en un sistema de desfogue (Figura 8-2) en el cual a través de sus diferentes dispositivos de relevo de presión se envían líquidos, vapores o gases, algunos vapores llegan a condensarse en la trayectoria hacia el quemador elevado, estos líquidos son recolectados en el recipiente separador y serán recuperados para después quemarlos. Se usará una malla separadora de niebla para que no pasen gotas de líquido hacia el quemador para evitar gotas descendentes llameantes. Se recomienda que el tamaño de la gota a remover según el código API RP 521 es de 400 a 500 micras. Las condiciones de operación son las siguientes:

$P_O = 20$  Psia.

$T_O = 70$  °F.

$W_G = 356300$  lb/hr.

$W_L = 48500$  lb/hr.

$\rho_G = 0.0836$  lb/pie<sup>3</sup>.

$\rho_L = 37$  lb/pie<sup>3</sup>.

$\mu_G = 0.012$  cp.

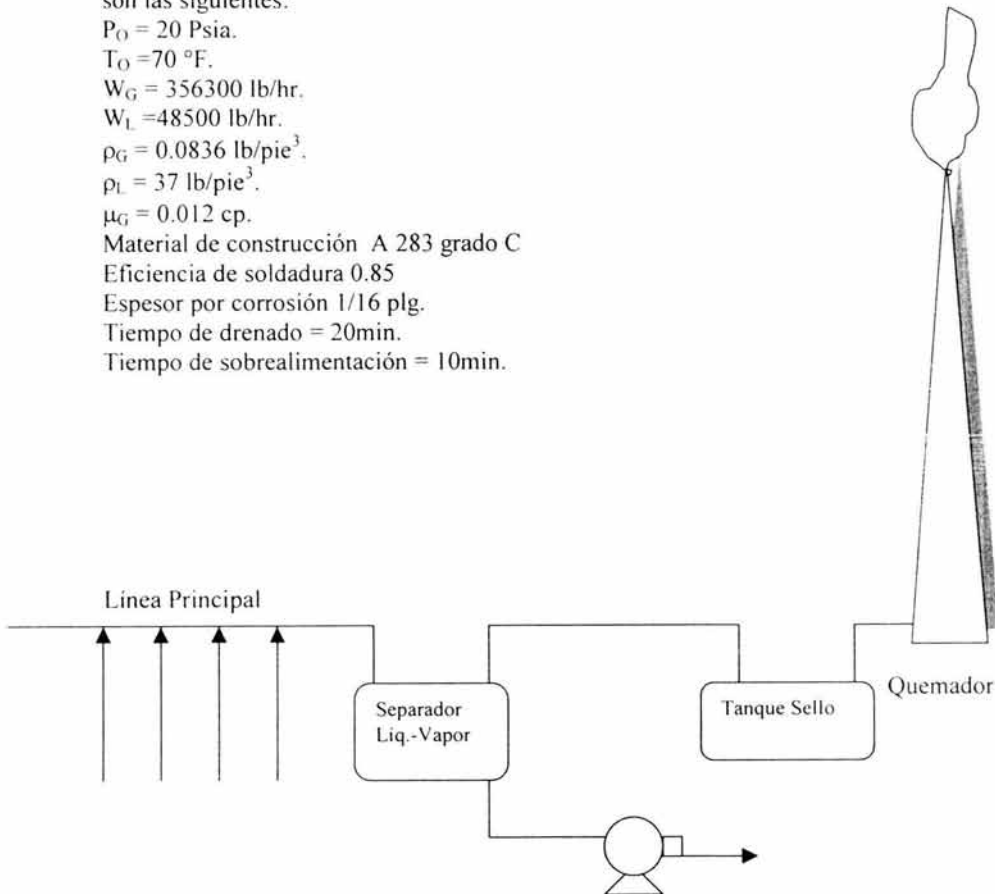
Material de construcción A 283 grado C

Eficiencia de soldadura 0.85

Espesor por corrosión 1/16 plg.

Tiempo de drenado = 20min.

Tiempo de sobrealimentación = 10min.



**Figura 8-2** Sistema de desfogue.

1.- Con el diámetro recomendado de la gota (400 micras), calcular la K con la tabla 4-1 del capítulo IV o con la figura 1-2 del capítulo I para calcular el coeficiente de arrastre  $C_D$ . Usando la tabla 4-1.

$$400 \text{ micras} \left( \frac{3.28084 * 10^{-6} \text{ pies}}{1 \text{ micra}} \right) = 0.0013 \text{ pies.}$$

$$X = \text{Ln} \left( \frac{0.95 * 10^8 * 0.0836 * (0.0013)^3 (37 - .0836)}{(0.012)^2} \right) = 8.40$$

$$Y = 8.411 - 2.243(8.40) + 0.273(8.40)^2 - 1.865 * 10^{-2} (8.40)^3 + 5.201 * 10^{-4} (8.40)^4 = 0.368$$

$$C_D = \exp(0.368) = 1.44$$

$$K = \frac{4(32.2)(0.0013)}{3(1.44)} = 0.196 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

2.- Calcular la velocidad terminal del vapor  $U_T$ , con la ecuación 4.3 y establecer la velocidad del vapor  $U_G = 0.75U_T$ .

$$U_T = 0.196 \frac{37 - 0.0836}{0.0836} = 4.118 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$$U_G = 0.75(4.118) = 3.08 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

3.- Calcular el flujo volumétrico del vapor y del líquido,  $Q_G$  y  $Q_L$ , con las ecuaciones 4.4 y 4.5.

$$Q_G = 1183.87 \text{ pies}^3/\text{s}$$

$$Q_L = 21.84 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

4.- Calcular el volumen de drenado y sobrealimentación, usando las ecuaciones 4.6 y 4.7.

$$V_H + V_S = (20 + 10)(21.84) = 655.2 \text{ pies}^3$$

5.- Seleccionar un L/D de la tabla 2-4 del capítulo II y calcular el diámetro y el área transversal del recipiente con las ecuaciones 4.16 y 4.17.

Con un L/D = 1.5

$$D = \left[ \frac{4(655.2)}{\pi 0.6(1.5)} \right]^{1/3} = 9.75 \approx 10 \text{ pies.}$$

$$A_T = \frac{\pi(10)^2}{4} = 78.539 \text{ pies}^2$$

6.- Calcular la altura del nivel mínimo del líquido  $H_{LLL}$  con la ecuación 4.18, o usar la tabla 4-2 y calcular su área con ayuda de la tabla 4-4.

$$H_{LLL} = 0.5(10) + 7 = 12 \text{ plg.} = 1 \text{ pie.}$$

$$A_{LLL} = 0.0519(78.539) = 4.076 \text{ pies}^2$$

7.- Como la cantidad de vapor es mas del 80% del total, establecer que  $H_D = 0.7 (D)$ , y calcular el area del vapor con la tabla 4-4 del capitulo IV.

$$H_D = 0.7 (10) = 7 \text{ pies}$$

$$A_D = 0.747 (78.539) = 58.668 \text{ pies}^2$$

8.- Calcular la mínima longitud para acomodar el volumen de drenado y sobrealimentación del liquido con la ecuación 4.19.

$$L = \frac{655.2}{78.539 - 58.668 - 4.076} = 41.48 \approx 42 \text{ pies}$$

9.- Calcular el tiempo de goteo, la velocidad real del vapor y la longitud mínima requerida para la liberación liquido-vapor. Usar las ecuaciones 4.20, 4.21 y 4.22.

$$\phi = \frac{7}{3.08} = 2.27s$$

$$U_{RG} = \frac{1183.87}{58.668} = 20.17 \frac{\text{pies}}{s}$$

$$L_{MIN} = 20.17 * 2.27 = 45.78 \text{ pies.}$$

Como  $L < L_{MIN}$ , entonces  $L = 46$  pies.

10.- Verificar el  $L/D = 46/10 = 4.6$ , cae dentro del rango recomendado.

11.- Seleccionar el tipo de cabezales y calcular el espesor y area de los cabezales y el tambor según la tabla 4-5 y 4-6.

Se seleccionan cabezales toriesféricos.

$$P_D = 5.3 + 15 = 20.3 \text{ Psig.}$$

$$T_D = 70 + 25 = 95 \text{ °F.}$$

Esfuerzo permisible del material A 283 grado C en el apéndice C es  $55000/4 = 13750 \text{ lb/plg.}^2$

$$t_s = \frac{20.3 * 10 * 12}{2 * 13750 * 0.85 - 1.2 * 20.3} + \frac{1}{16} = 0.166 \approx \frac{3}{16} \text{ plg.}$$

$$t_H = \frac{0.885 * 20.3 * 10 * 12}{13750 * 0.85 - 0.1 * 20.3} + \frac{1}{16} = 0.246 \approx \frac{1}{4} \text{ plg.}$$

$$A_s = \pi * 10 * 46 = 1445.13 \text{ pies}^2$$

$$A_H = 0.842(10)^2 = 84.2 \text{ pies}^2$$

$$W = (490) \left( \frac{0.25}{12} \right) (1445.13 + 2 * 84.2) = 16471.45 \text{ lb.}$$

Se realizaron varios cálculos con diferentes L/D y los resultados son los siguientes.

L/D	D pies.	L pies.	W lb.
3.47	11.5	40	18730.25
4.6	10	46	16471.45
6	9	54	16978.68
4.66	11	42	21120.70

Como se observa el de menor peso aproximado es el de un L/D = 4.6, por lo cual es de óptimas dimensiones.

### Calculo del diámetro de las boquillas.

#### Boquilla de alimentación.

Las boquillas se dimensionaran de acuerdo al capítulo VI sección 6.3 y con los criterios del apéndice A y B.

De acuerdo a la tabla 4-3 del capítulo IV y a la figura 6-3 del capítulo VI, la grafica de Mandhane para tuberías a dos fases se dimensionará la boquilla de alimentación,

$$\lambda = \frac{21.84}{21.84 + 71032.69} = 0.00029$$

$$\rho_M = 37(0.00029) + 0.0836(1 - 0.00029) = 0.094 \frac{lb}{pies^3}$$

$$Q_M = 1183.87 + 0.364 = 1184.234 \frac{pies^3}{s}$$

$$V_T \leq \frac{60}{0.094} = 195.69 \frac{pies}{s}$$

$$D \geq \left[ \frac{4 * 1184.234}{60\pi * 0.094} \right]^{\frac{1}{2}} = 2.77 \text{ pies} = 33.24 \text{ plg.}$$

Tomando un diámetro nominal de 36" con un diámetro interno de 35.250"

$$V_{SL} = \frac{0.364}{\pi \left( \frac{35.250}{12} \right)^2} = 0.053 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$$V_{SG} = \frac{1183.87}{\pi \left( \frac{35.250}{12} \right)^2} = 174.68 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$$V_T = 174.68 + 0.053 = 174.733 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Con las coordenadas, se cae dentro de la región de flujo tipo anular que es aceptable.

### Cálculo del diámetro de la boquilla de salida del líquido.

El criterio a usar es la velocidad recomendada = 2 pies/s

De acuerdo al capítulo VI.

$$d = \left[ 0.0509 \left( \frac{48500}{37(2)} \right) \right]^{\frac{1}{2}} = 5.77 \text{ plg.}$$

$$Q = 0.364 \text{ pies}^3/\text{s}$$

Se selecciona un diámetro nominal de 6" con un diámetro interno de 6.065"

$$V_{Real} = 183.3 \left( \frac{0.364}{6.065^2} \right) = 1.82 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

La velocidad real es aceptable.

### Cálculo del diámetro de la boquilla de salida del gas.

Se selecciona el criterio de caída de presión en el apéndice A, el criterio es  $\Delta p_{100} = 0.8$ .

Con  $W = 356300 \text{ lb/hr}$ . Encontrar  $C_1 = 130$

Calcular  $C_2$

$$C_2 = \frac{0.8(0.0836)}{130} = 0.0004$$

Entonces con  $C_2$  se obtiene el diámetro nominal = 24"

$$\Delta P_{100real} = \frac{130 * 0.000534}{0.0836} = 0.83 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$\Delta p_{100} \cong \Delta p_{100real}$ , por lo que es aceptable el diámetro nominal de 24".

Resumiendo:

$L/D = 4.6$

Longitud del recipiente 46 pies.

Diámetro del recipiente 10 pies.

Diámetro de la boquilla de alimentación de 36 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de vapor 24 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de líquido 6 plg.

Cabezales toriesféricos de espesor de  $\frac{1}{4}$  plg.

Espesor del tambor  $\frac{3}{16}$  plg.

Peso aproximado del recipiente 16471.45 lb.

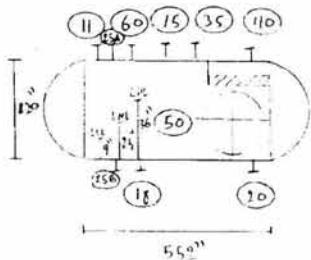


## SUBDIRECCION DE INGENIERIA

PLANTA	Refinería de Minatitlán	HOJA 1 DE 1		
LOCALIZACION	Veracruz	EDICION	FECHA	HECHA POR
CONTRATO No.	PS-400	AHZ	20-6-03	D.B.Q.
CLAVE	FB-15			
NO. DE UNIDADES	1 (uno)			

**RECIPIENTES**  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

1	SERVICIO	Separador de líquidos a quemador		POSICION	horizontal	
2	TIPO DE FLUIDO	hidrocarburos líquidos	FLUJO	48500 lb/hr	DENSIDAD	37 lb/pies <sup>3</sup>
3		hidrocarburos gaseosos	FLUJO	356300 lb/hr	DENSIDAD	0.0836 lb/pies <sup>3</sup>
4	TEMPERATURA OPERACION	70 °F	MAXIMA	85 °F	DISEÑO	95 °F
5	PRESION OPERACION	5.3 psi	MAXIMA	10 psig	DISEÑO	20.3 psig
6	DIMENSIONES LONGITUD T T	55.2 plg	DIAMETRO	17.0 plg	CAP TOTAL	361.2 pies <sup>3</sup>
7	NIVEL NORMAL	25 plg	MAXIMO	36 plg	NIVEL	9 plg
8	ALARMA DE ALTO NIVEL	30 plg	ALARMA MUY BAJO NIVEL	12 plg	NIVEL DE PARO	34 plg
9	MATERIALES	A-283 grado C				
10	MAJLA SEPARADORA	SI	MATERIAL	Acero inoxidable		
11	TIPO CIRCULAR		ANCHO			
12	TIPO RECTANGULAR		CABEZAL	1/16 plg		
13	CORROSION PERM.	1/16 plg				
14	ASLAMIENTO	no				
15	RECUBRIMIENTO INTERNO	no				
<b>BOQUILLAS</b>						
16	no.	CANT.	DIAM. plg	SERVICIO		
17	11	1	36	Alimentación		
18	20	1	6	Salida de fase líquido		
19	40	1	24	Salida de fase gaseosa		
20	25	2	1.5	Ind. nivel		
21	35	1	1.5	Ind. de presión		
22	15	1	1.5	Ind. de temperatura		
23	50	1	20	Registro de hombre		
24	18	1	1.5	Drene		
25	60	1	1.5	Conex. valv. relevo		
26						
27						
28						
29						
30						
<b>NOTAS</b>						
Cabezales tonosféricos						
REVISION						
FECHA						
HECHA POR						
AP. POR						



### 8.3 SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO-VAPOR.

**Ejemplo 5.** Dimensionar el recipiente separador vertical líquido-líquido-vapor con mampara y malla eliminadora de niebla para separar una mezcla de hidrocarburos líquidos, gas de hidrocarburos y agua. El tiempo requerido de drenado de hidrocarburo líquido es de 25 min. y el de sobrealimentación de solamente 5 min. Las condiciones de operación son:

$$P_o = 165 \text{ Psia.}$$

$$T_o = 90 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$W_G = 415000 \text{ lb/hr}$$

$$W_H = 16500 \text{ lb/hr}$$

$$W_W = 1300 \text{ lb/hr}$$

$$\rho_G = 0.6973 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_H = 53.95 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_W = 62.11 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu_H = 0.630 \text{ cp}$$

$$\mu_W = 0.764 \text{ cp}$$

Material de construcción SA-301 grado B..

Espesor por considerar la corrosión 1/16"

Eficiencia de soldadura 0.85

1.- Seleccionar la K de la tabla 5-1 del capítulo V y calcular la velocidad vertical terminal con la ecuación 5.1.

$$K = 0.430 - 0.023 \ln(165) = 0.313$$

$$U_T = 0.313 \frac{53.95 - 0.6973}{0.6973} = 2.74 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$$U_G = 0.75 (2.74) = 2.05 \text{ pies/s.}$$

2.- Calcular el flujo volumétrico del vapor,  $Q_G$ .

$$Q_G = \frac{415000}{3600(0.6973)} = 165.32 \frac{\text{pies}^3}{\text{s}}$$

3.- Calcular el diámetro interno del recipiente con la ecuación 5.3.

$$D_{LG} = \frac{4(165.32)}{\pi 2.05} = 10.13 \text{ pies}$$

Usar  $D = 10.5$  pies

4.- Seleccionar el  $K_S$  de la tabla 5-1 del capítulo V y calcular las velocidades de sedimentación con las ecuaciones 5.4 y 5.5.

$$Sg = \frac{53.95}{62.4} = 0.864$$

Entonces  $K_S = 0.163$

$$U_{HL} = \frac{0.163(62.11 - 53.95)}{0.630} = 2.11 \frac{\text{plg.}}{\text{min.}}$$

$$U_{LH} = \frac{0.163(62.11 - 53.95)}{0.764} = 1.74 \frac{\text{plg.}}{\text{min.}}$$

5.- Calcular los flujos volumétricos de las fases ligera y pesada con las ecuaciones 5.6 y 5.7.

$$Q_{LL} = \frac{16500}{60(53.95)} = 5.10 \frac{\text{pies}^3}{\text{min.}}$$

$$Q_{HL} = \frac{1300}{60(62.11)} = 0.35 \frac{\text{pies}^3}{\text{min.}}$$

6.- Suponer  $H_L = H_H = 1$  pie como mínimo y calcular los tiempos de sedimentación con las ecuaciones 5.8 y 5.9.

$$t_{HL} = \frac{12(1)}{2.11} = 5.7 \text{ min.}$$

$$t_{LH} = \frac{12(1)}{1.74} = 6.9 \text{ min.}$$

7.- Calcular el área de la mampara.

$$\rho_H - \rho_G = 53.95 - 0.6973 = 53.25$$

Suponer  $H_R = 12$  plg.

Suponer  $H_L = 12$  plg.

Usar la figura 5-7 del capítulo V para obtener G y calcular  $A_D$  con la ecuación 5.10.

$G = 9800$

$$A_D = \left( \frac{7.48 \text{ gal}}{\text{pie}^3} \right) \left( \frac{60 \text{ min.}}{\text{hr}} \right) \left( \frac{5.10 + 0.35}{9800} \right) = 0.25 \text{ pies}^2$$

Asumir  $W_D = 4$  plg.

$$\frac{W_D}{D} = \frac{4}{(12 * 10.5)} = 0.0317$$

Usando la tabla 4-4 del capítulo IV para determinar  $A_D/A_T = .0095$

$$A_T = \left( \frac{\pi}{4} \right) (10.5)^2 = 86.59 \text{ pies}^2$$

$$A_D = 0.0095(86.59) = 0.82 \text{ pies}^2$$

Se seleccionará el  $A_D$  más grande.

Área de la mampara con la ecuación 5.12.

$$A_L = 86.59 - 0.82 = 85.77 \text{ pies}^2$$

8.- Calcular los tiempos de residencia de las fases ligera y pesada con las ecuaciones 5.13 y 5.14.

$$\theta_{LL} = \frac{(1)(85.77)}{5.10} = 16.8 \text{ min.}$$

$$\theta_{HL} = \frac{(1)(86.59)}{0.35} = 247.4 \text{ min.}$$

9.- Calcular la altura del líquido ligero por encima de la boquilla de salida del líquido ligero con la ecuación 5.15. También calcular la altura de la sobrealimentación con la ecuación 5.16.

$$H_R = \frac{5.10(25)}{85.77} = 1.5 \text{ pies.}$$

$$H_S = \frac{(5.10 + 0.35)5}{86.59} = 0.31 \text{ pies}$$

Usar  $H_S = 0.5$  pies.

10.- Calcular el diámetro de la boquilla de alimentación con ayuda de la tabla 4-3., para usar la ecuación

$$H_{BN} = 1/2d_N + (2 \text{ pies} - o - H_S + 0.5 \text{ pies})$$

$$\lambda = \frac{5.10 + 0.35}{(5.10 + 0.3) + (165.32 * 60)} = 0.0006$$

$$\rho_{ML} = \left( \frac{16500}{17800} \right) (53.95) + \left( \frac{1300}{17800} \right) (62.11) = 54.55 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

Densidad de mezcla de líquidos + vapor.

$$\rho_M = 54.55(0.0006) + 0.6973(1 - 0.0006) = 0.730 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

Usando el criterio de velocidad  $\leq 60 / (\rho_M)^{0.5}$

$$\frac{60}{(0.730)^{0.5}} = 70.22 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$$Q_M = 165.32 + \left( \frac{5.10 + 0.35}{60} \right) = 165.41 \frac{\text{pies}^3}{\text{s}}$$

$$d_N \geq \sqrt[4]{\frac{4(165.41)}{60\pi \cdot 0.730}} = 1.73 \text{ pies} = 20.76 \text{ plg}$$

Usando la gráfica de Mandhane para flujo a dos fases en tuberías horizontales.

$$V_{sl} = \frac{\left( \frac{5.10 + 0.35}{60} \right)}{\pi \left( \frac{21.250}{12} \right)^2} = 0.036 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$$V_{sg} = \frac{165.32}{\pi \left( \frac{21.250}{12} \right)^2} = 67.12 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$$V_T = 0.036 + 67.12 = 67.15 \text{ pies/s.}$$

Con las coordenadas, cae en la zona de transición de flujo onda y anular que es aceptable.

Entonces el diámetro nominal es de 22" con un diámetro interno de 21.250".

Calcular  $H_D = 0.5 (10.5) = 5.25 \text{ pies} \approx 5.5 \text{ pies}$

o

$24 \text{ plg.} + \frac{1}{2} (22) = 35 \text{ plg.} = 2.91 \text{ pies}$ , mínimo.

Usar el más grande.

$$H_{BN} = \frac{1}{2} \left( \frac{22}{12} \right) + 2 \text{ pies} = 2.91 \text{ pies} \approx 3 \text{ pies}$$

Situar  $H_A = 0.5 \text{ pies}$ .

11.- Calcular la altura del recipiente usando la ecuación 5-17.

$H_H = 1 \text{ pies}$ .

$H_L = 1 \text{ pies}$ .

$H_R = 1.5 \text{ pies}$ .

$H_A = 0.5 \text{ pies}$ .

$H_{BN} = 3 \text{ pies}$ .

$H_D = 5.5 \text{ pies}$ .

Se adicionaran 1.5 pies por la altura recomendable entre la base de la malla eliminadora de niebla hasta donde empieza el cabezal superior.

$$H_T = 1 + 1 + 1.5 + 0.5 + 3 + 5.5 + 1.5 = 14 \text{ pies.}$$

Revisando el  $L/D = 14/10.5 = 1.33$ , como no cae en el rango recomendable se adicionaran 2 pies.

$H_R = 2 \text{ pies}$ .

$H_D = 7 \text{ pies}$ .

Ahora  $H_T = 16 \text{ pies}$ .

Ahora  $L/D = 1.52$ , que cae dentro del rango recomendado.

12.- Seleccionar el tipo de cabezales y calcular los espesores de los cabezales y el tambor, de acuerdo a las tablas 4-5 y 4-6 del capítulo IV.

$$P_D = 150.3 + 15 = 165.3 \text{ psig}$$

$$T_D = 90 + 25 = 115 \text{ °F}$$

Se seleccionaron cabezales elípticos.

$$t_s = \frac{165.3(10.5 \cdot 12)}{2(15000)(0.85) - 1.2(165.3)} + \frac{1}{16} = 0.885 \approx 1 \text{ plg.}$$

$$t_s = \frac{165.3(10.5 \cdot 12)}{2(15000)(0.85) - 0.2(165.3)} + \frac{1}{16} = 0.880 \approx 1 \text{ plg.}$$

$$A_s = \pi(10.5)(16) = 527.78 \text{ pies}^2$$

$$A_H = 1.09(10.5)^2 = 120.17 \text{ pies}^2$$

$$W = (490) \left( \frac{1}{12} \right) (527.78 + (2)120.17) = 31364.9 \text{ lb.}$$

13.- Cálculo del diámetro de las boquillas. Siguiendo el procedimiento descrito en el capítulo VI y con ayuda de los criterios de velocidad y caída de presión recomendables que se encuentran en el apéndice A y B.

**Diámetro de la boquilla de salida de hidrocarburo líquido.**

Se utilizará el criterio de velocidad recomendada de 1 pie/s.

$$d = \left[ 0.0509 \left( \frac{16500}{53.95(1)} \right) \right]^2 = 3.94 \text{ plg.}$$

Se elige diámetro nominal de 4" con un diámetro interno de 4.026"

$$Q = 0.084$$

$$V_{real} = 183.3 \left( \frac{.084}{4.026^2} \right) = 0.96 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

La velocidad real es aceptable, por lo cual se tomará el diámetro nominal de 4".

**Diámetro de la boquilla de salida del agua.** Criterio de velocidad 1 pie/s.

Se utiliza el mismo procedimiento

$$d = 1.032 \text{ plg.}$$

$$Q = 5.81 \cdot 10^{-3} \text{ pies}^3/\text{s}$$

Diámetro nominal elegido 1" con diámetro interno de 1.049"

$$V_R = 0.96 \text{ pies/s}$$

Por lo tanto es aceptable el diámetro nominal elegido de 1".

**Diámetro de la boquilla de salida del gas .**

Se utilizará el criterio de caída de presión de  $\Delta P_{100} = 0.3$

Con el dato de flujo másico, se encuentra en la tabla 6-1 que  $C_1 = 170$

$$C_2 = \frac{0.3(0.6973)}{170} = 0.00123$$

Con un  $C_2$  de 0.001274 con diámetro nominal de 24",  $\Delta P_{100real} = 0.309$ , lo cual es aceptable.

Resumiendo:

$L/D = 1.52$

Longitud del recipiente 16 pies.

Diámetro del recipiente 10.5 pies.

Diámetro de la boquilla de alimentación de 22 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de vapor 24 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de líquido pesado 1 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de líquido ligero 4 plg.

Cabezales elípticos de espesor de 1 plg.

Espesor del tambor 1 plg.

Peso aproximado del recipiente 31364.9 lb.

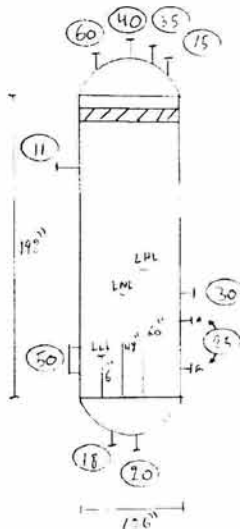
## SUBDIRECCION DE INGENIERIA

PLANTA	Bateria central SEN				HOJA	1 DE 1
LOCALIZACION	Activo de produccion, Tabasco		EDICION	FECHA	HECHA POR	AP. POR
CONTRATO NO.	AC-533		HX-3	20-6-03	D B U	
CLAVE	FB-301					
NO. DE UNIDADES	1 (UNA)					

## RECIPIENTES

(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

1	SERVICIO	Separador de tres fases que alimenta a otro separador de baja presión	POSICION	VERTICAL
2	TIPO DE FLUIDO	Hydrocarburo liquido	FLUJO	16500 lb/hr
3	DENSIDAD	53.95 lb/pie <sup>3</sup>	FLUJO	415000 lb/hr
4	TEMPERATURA OPERACION	90 °F	MAXIMA	100 °F
5	PRESION OPERACION	150.3 psig	MAXIMA	160 psig
6	DISEÑO	165.3 psig	DISEÑO	165.3 psig
7	DIMENSIONES LONGITUD T	192 plg	DIAMETRO	126 plg
8	CAP. TOTAL	1385.44 pies <sup>3</sup>	NIVEL NORMAL	48 plg
9	ALARMA DE ALTO NIVEL	54 plg	ALARMA MUY BAJO NIVEL	19 plg
10	NIVEL DE PARO	56 plg		
11	MATERIALES	SA 301 Grado B	CARBON	
12	MALLA SEPARADORA	si	MATERIAL	Acero inox
13	TIPO CIRCULAR	si		
14	TIPO RECTANGULAR		ANCHO	
15	CORROSION PERM.	1/16 plg	CABEZAL	1/16 plg
16	ISLAMIENTO	No		
17	RECUBRIMIENTO INTERNO	No		
18	<b>BOQUILLAS</b>			
19	No	CANT	DIAM. plg	SERVICIO
20	11	1	22	Alimentacion
21	30	1	4	Salida liquido ligero
22	20	1	1	Salida liquido pesado
23	40	1	24	Salida de fase gaseosa
24	25	2	1.5	Ind nivel
25	35	1	1.5	Ind presion
26	15	1	1.5	Ind temperatura
27	50	1	20	Registro de hombre
28	18	1	1.5	Drene
29	60	1	1.5	Conex valv relevo
30				
31				
32	<b>NOTAS</b>			
33	Cabezales elipticos			
34				
35				
36				
37				
38				
39				
40				
41				
42				





**Ejemplo 6.** Dimensionar el recipiente separador horizontal líquido-líquido-vapor con malla eliminadora de niebla, el cual es alimentado con un crudo de 30 °API, agua y gas. Considerar el diámetro de la gota de agua de 500 micras. Las condiciones de operación son las siguientes:

Flujo másico del crudo = 63451 lb/hr.

Flujo másico de agua = 46804 lb/hr.

Flujo másico de gas = 62499 lb/hr.

$P_o = 100$  psia

$T_o = 90$  °F

Crudo 30 °API.

$S.g.w = 1.07$

$S.G = 0.6$

$\rho_H = 54.26$  lb/pie<sup>3</sup>

$\rho_w = 66.73$  lb/pie<sup>3</sup>

$\rho_G = 0.3$  lb/pie<sup>3</sup>

$\mu_H = 10$  cp

$\mu_w = 0.75$  cp

Material de construcción SA-301 grado B.

Tiempo de drenado necesario para la fase ligera es de 10 min. y el de sobrealimentación es de 5 min.

Espesor por corrosión 1/16"

Eficiencia de soldadura 0.85

1.- Calcular los flujos volumétricos de las fases vapor, ligera y pesada con las ecuaciones 5.2, 5.6 y 5.7.

$$Q_G = 57.87 \text{ pies}^3/\text{s}$$

$$Q_{LL} = 19.49 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

$$Q_{HL} = 11.69 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

2.- Calcular K con ayuda de la tabla 4-1 y la velocidad terminal,  $U_T$ , con la ecuación 5.5.

$$K = 0.430 - .023 \ln(100) = 0.324$$

$$\frac{0.324}{2} = 0.162$$

$$U_T = 0.162 \left( \frac{54.26 - 0.3}{0.3} \right)^{\frac{1}{2}} = 2.17 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$$U_G = 0.75(2.17) = 1.62 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

3.- Calcular los volúmenes de drenado y sobrealimentación, con las ecuaciones 5.18 y 5.19.

$$V_H = 10(19.49) = 194.9 \text{ pies}^3$$

$$V_S = 5(19.49) = 97.95 \text{ pies}^3$$

4.- Obtener un L/D y calcular el diámetro y área transversal del recipiente con las ecuaciones 5.20 y 5.21.

Se escoge un L/D = 2

$$D = \left[ \frac{4 * 292.35}{0.5\pi(2)} \right]^{1/3} = 7.193 \approx 7.5 \text{ pies}$$

$$A_T = \frac{(7.5)^2 \pi}{4} = 44.178 \text{ pies}^2$$

5.- Situar la altura del vapor  $H_D$  y calcular el área del vapor  $A_D$  con ayuda de la tabla 4-4 del capítulo IV.

$$H_D = 0.2(7.5) = 1.5 \approx 2 \text{ pies}$$

$$\frac{H_D}{D} = 0.266$$

$$A_D = 0.123(44.178) = 9.41 \text{ pies}^2$$

6.- Seleccionar las alturas de las fases ligera y pesada, mínimo de 1 pie por cada fase.  $H_{LL}$  y  $H_{HL}$ . Tomando 1 pie por cada fase.

Área de la suma de las dos fases = 9.41 pies<sup>2</sup>.

Área de la fase pesada (agua) = 3.445 pies<sup>2</sup>.

7.- Calcular la longitud del recipiente L, con la ecuación 5.22.

$$L = \frac{292.35}{44.178 - (2)9.41} = 11.52 \approx 12 \text{ pies}$$

8.- Calcular el tiempo de goteo del líquido, con la ecuación 5.23.

$$\phi = \frac{2}{1.62} = 1.23 \text{ s}$$

9.- Calcular la velocidad real del vapor  $U_{RG}$ , con la ecuación 5.23.

$$U_{RG} = \frac{57.87}{9.41} = 6.149 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

10.- Calcular la longitud mínima requerida para la separación líquido-vapor.

$$L_{MIN} = 1.23 * 6.149 = 7.56 \text{ pies}$$

11.- Calcular la  $K_s$  y calcular las velocidades de sedimentación  $U_{HL}$  y  $U_{LH}$ , usando las ecuaciones 5.4 y 5.5.

$$K_s = 2.06151 * 10^{-5} (500)^2 = 5.153$$

$$U_{HL} = 5.153 \left( \frac{66.73 - 54.26}{10} \right) = 6.42 \frac{\text{pie}}{\text{min}}$$

$$U_{LH} = 85.67 \frac{\text{pie}}{\text{min}}$$

Entonces establecer  $U_{LH} = 10$  plg./min.

12.- Calcular los tiempos de sedimentación  $t_{HL}$ ,  $t_{LH}$ , con las ecuaciones 5.26 y 5.27.

$$t_{HL} = \frac{12(7.5 - 2 - 1)}{6.42} = 8.41 \text{ min.}$$

$$t_{LH} = \frac{12(1)}{10} = 1.2 \text{ min.}$$

13.- Calcular los tiempos de residencia de cada fase con las ecuaciones 5.28 y 5.29.

$$\theta_{HL} = \frac{3.445(12)}{11.69} = 3.53 \text{ min.}$$

$$\theta_{LH} = \frac{(44.178 - 9.41 - 3.445)12}{19.49} = 19.28 \text{ min.}$$

14.- Verificar el  $L/D = 12/7.5 = 1.6$

Este  $L/D$  cae dentro del rango recomendado.

15.- Seleccionar el tipo de cabezales con la tabla 4-5 y calcular los espesores y el área del tambor y cabezales, así como el peso aproximado del recipiente con ayuda de la tabla 4-6 del capítulo IV.

$$P_D = 85.3 + 15 = 100.3 \text{ psi.}$$

$$T_D = 90 + 25 = 115 \text{ °F}$$

$$t_s = \frac{(100.3 * 7.5 * 12)}{2(15000)0.85 - 1.2(100.3)} + \frac{1}{16} = 0.41 \approx \frac{7}{16} \text{ plg.}$$

Los cabezales elegidos son elípticos.

$$t_H = \frac{(100.3 * 7.5 * 12)}{2(15000)0.85 - 0.2(100.3)} + \frac{1}{16} = 0.41 \approx \frac{7}{16} \text{ plg.}$$

$$A_s = \pi * 7.5 * 12 = 282.74 \text{ pies}^2$$

$$A_H = 1.09(7.5)^2 = 61.31 \text{ pies}^2$$

$$W = (490) \left( \frac{0.4375}{12} \right) (282.74 + 2 * 61.31) = 7241.58 \text{ lb}$$

Se hicieron otros cálculos con diferentes L/D y estos son los resultados.

L/D	D pies.	L pies	$\theta_{HL}$ min.	$\theta_{LH}$ min.	W lb
1.6	7.5	12	3.53	19.28	7241.58
3	6.5	20	5.50	21.89	7663.9
4.33	6	26	6.85	22.63	8706.075

Como se observa, el de menor peso es para el L/D = 1.6, por lo que es el óptimo.

16.- Calcular el diámetro de las boquillas de acuerdo al capítulo VI. Ver los criterios del apéndice A, de velocidad y caída de presión recomendadas.

#### Boquilla de salida del líquido ligero

El criterio a usar es la velocidad recomendada de 1 pie/s. Para las dos fases líquidas.

$$d = \left[ 0.0509 \left( \frac{63451}{54.26(1)} \right) \right]^{\frac{1}{2}} = 7.71 \text{ plg.}$$

El diámetro nominal escogido es de 8" con un D.I. = 7.98"  
Velocidad real es de 0.93 pies/s, la cual es aceptable.

#### Boquilla de salida de líquido pesado.

d = 5.97 plg.

El diámetro nominal escogido es de 6" con un D.I. = 6.063"  
La velocidad real es de 0.97 pies/s, la cual es aceptable.

#### Boquilla de salida de flujo de vapor.

Se utilizara el criterio de caída de presión de  $\Delta P_{100} = 0.5$

Con el dato de flujo másico se encuentra en la tabla 6-1 que  $C_1 = 42$

$$C_2 = \frac{0.5(0.3)}{42} = 0.0035$$

Con un  $C_2$  de 0.00335 con diámetro nominal de 20",  $\Delta P_{100\text{real}} = 0.47$ , lo cual es aceptable.

#### Boquilla de alimentación (dos fases).

Densidad de la mezcla de líquidos:

$$\rho_{ML} = \frac{63451}{110255} (54.26) + \frac{46804}{110255} (66.73) = 47.52 \frac{\text{lb.}}{\text{pie}^3}$$

$$Q_M = 57.87 + \frac{19.49 + 11.69}{60} = 58.38 \frac{\text{pies}^3}{s}$$

$$\lambda = \frac{19.49 + 11.69}{19.49 + 11.69 + 60 * 57.87} = .0088$$

Densidad de la mezcla líquido-vapor.

$$\rho_M = 47.52 * .0088 + 0.3(1 - 0.0088) = 0.715 \frac{lb.}{pie^3}$$

$$d_v \geq \frac{4(58.38)}{60\pi} = 1.023 \text{ pies} = 12 \text{ plg.}$$
$$0.715$$

Usando el criterio de velocidad  $\leq 60 / (\rho_M)^{0.5}$

$$V_M \leq \frac{60}{(0.715)^{0.5}} = 70.95 \frac{\text{pies}}{s}$$

Calcular las velocidades superficiales del líquido y el vapor,  $V_{SL}$  y  $V_{SG}$  para usar la figura 6-3 el mapa de Mandhane para flujo a dos fases en tuberías horizontales.

Suponiendo un diámetro nominal de 14" con diámetro interno de 13.250".

$$V_{SL} = \frac{0.519}{\left(\frac{\pi}{4}\right)\left(\frac{13.250}{12}\right)^2} = 0.542 \frac{\text{pies}}{s}$$

$$V_{SG} = \frac{57.87}{\left(\frac{\pi}{4}\right)\left(\frac{13.250}{12}\right)^2} = 60.43 \frac{\text{pies}}{s}$$

$$V_M = 0.542 + 60.43 = 61 \frac{\text{pies}}{s}$$

En el mapa de Mandhane se observa que cae en la zona de flujo anular, lo cual es una zona aceptable y la velocidad es menor de 70.95 pies/s.

Resumiendo:

$L/D = 1.6$

Longitud del recipiente 12 pies.

Diámetro del recipiente 7.5 pies.

Tiempo de residencia de la fase pesada 3.53 min.

Tiempo de residencia de la fase ligera 19.28 min.

Diámetro de la boquilla de alimentación de 14 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de vapor 20 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de líquido pesado 6 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de líquido ligero 8 plg.

Cabezales elípticos de espesor de 7/16 plg.

Espesor del tambor 7/16 plg.

Peso Aproximado del recipiente 7241.58 lb.

SUBDIRECCION DE INGENIERIA

PLANTA Refinería de Tula	HOJA 1 DE 1		
LOCALIZACION Hidalgo	EDICIÓN	FECHA	HECHA POR
CONTRATO No TS-87	DB-53	20-6-03	D.B.C.
CLAVE FB-15			
No DE UNIDADES 1 (una)			

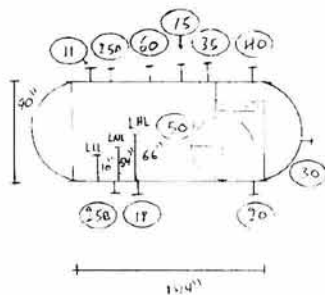
RECIPIENTES  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

SERVICIO separador de tres fases a columna fraccionadora	POSICION Horizontal		
TIPO DE FLUIDO Hidrocarburo liquido	FLUJO 63451 lb/hr	DENSIDAD 54.26 lb/pies <sup>3</sup>	
Agua 46804 lb/hr D 66 73 lb/pies <sup>3</sup>	Hidrocarburo gaseoso	FLUJO 62499 lb/hr	DENSIDAD 0.3 lb/pies <sup>3</sup>
TEMPERATURA OPERACION 90 °F	MAXIMA 100 °F	DISEÑO 115 F	
PRESION OPERACION 85.3 psig	MAXIMA 90 psig	DISEÑO 100.3 psig	
DIMENSIONES LONGITUD T T	DIAMETRO 90 plg	CAP TOTAL 530 14 pies <sup>3</sup>	
NIVEL NORMAL 54 plg	MAXIMO 66 plg	MINIMO 10 plg	
ALARMA DE ALTO NIVEL 59 plg	ALARMA MUY BAJO NIVEL 24 plg	NIVEL DE PARO 62 plg	

MATERIALES SA-301 Grado B	CARBON
MALLA SEPARADORA S1	MATERIAL acero Inox
TIPO CIRCULAR S1	
TIPO RECTANGULAR	ANCHO
CORROSION PERM 1/16 plg	CABEZAL 1/16 plg
AISLAMIENTO No	
RECUBRIMIENTO INTERNO No	

BOQUILLAS

No	CANT	DIAM plg	SERVICIO
11	1	14	Alimentacion
30	1	8	Salida de liquido ligero
20	1	6	Salida de liquido pesado
40	1	20	Salida de fase gaseosa
25	2	1.5	Ind nivel
35	1	1.5	Ind Presion
15	1	1.5	Ind temperatura
50	1	20	Registro de hombre
18	1	1.5	Drene
60	1	1.5	Conex. valv relevo



NOTAS

Cabezales elipticos

REVISION		
FECHA		
HECHA POR		
AP POR		

**Ejemplo 7.** Dimensionar el recipiente separador horizontal con mampara y malla eliminadora de niebla, utilizando las condiciones del ejemplo anterior y observar cual es el óptimo.

1.- Calcular los flujos volumétricos de las tres fases.

$$Q_G = 57.87 \text{ pies}^3/\text{s}$$

$$Q_{LL} = 19.49 \text{ pies}^3/\text{s}$$

$$Q_{HL} = 11.69 \text{ pies}^3/\text{s}$$

2.- Calcular,  $U_G$ .

$$U_G = 1.62 \text{ pies/s.}$$

3.- Calcular el volumen de drenado y sobrealimentación.

$$V_H + V_S = 292.35 \text{ pies}^3.$$

4.- Seleccionar un L/D, y calcular el diámetro del recipiente y el área transversal, utilizando las ecuaciones 5.43 y 5.21.

El L/D seleccionado es de 7.

$$D = \left[ \frac{16(292.35)}{0.6\pi(7)} \right]^{1/3} = 7 \text{ pies}$$

$$A_T = \frac{\pi(7)^2}{4} = 38.48 \text{ pies}^2$$

5.- Establecer la altura de la fase vapor y calcular el área del vapor con la tabla 4-4.

$$H_D = 0.2(7) = 1.4 \text{ pies, el mínimo es 2pies.}$$

$$A_D = 0.235(38.48) = 9.042 \text{ pies}^2$$

6.- Calcular el nivel de líquido bajo en el compartimiento de fase ligera. También se puede usar la tabla 4-2.

Estableciendo que  $H_{LLL} = 1 \text{ pie}$ .

A continuación calcular el área del nivel bajo de líquido de acuerdo a la tabla 4-4.

$$A_{LLL} = 0.087(38.48) = 3.347 \text{ pies}^2.$$

7.- Calcular la altura de la mampara de acuerdo a la ecuación 5.45.

$$H_W = 7 - 2 = 5 \text{ pies.}$$

8.- Calcular  $L_2$ , con la ecuación 5.46.

$$L_2 = \frac{292.35}{38.48 - 9.0428 - 3.347} = 11.205 \approx 11.5 \text{ pies}$$

9.- Establecer la altura de la interfase.

$$H_w/2 = 2.5 \text{ pies.}$$

10.- Calcular el área de la sección de fase pesada  $A_{HL}$ , con ayuda de la tabla 4-4 del capítulo IV.

$$H_{HL} = 2.5 \text{ pies.}$$

$$A_{HL} = 0.320 (38.48) = 12.31 \text{ pies}^2.$$

11.- Calcular el área de la fase ligera con la ecuación 5.47.

$$A_{LL} = 38.48 - 9.042 - 12.31 = 17.127 \text{ pies}^2$$

12.- Teniendo ya las velocidades de sedimentación, calcular el tiempo de sedimentación para cada fase con las ecuaciones 5.48 y 5.49.

$$U_{HL} = 6.42 \text{ plg./min.}$$

$$U_{LH} = 10 \text{ plg./min.}$$

$$t_{HL} = \frac{12(2.5)}{6.42} = 4.67 \text{ min.}$$

$$t_{LH} = \frac{12(2.5)}{10} = 3 \text{ min.}$$

13.- Calcular la mínima longitud de  $L_1$ , utilizando la ecuación 5.50.

$$L_1 = \frac{4.67(19.49)}{17.127} = 5.31 \approx 5.5 \text{ pies.}$$

14.- Calcular la longitud total del recipiente,  $L$ .

$$L = 5.5 + 11.5 = 17 \approx 18 \text{ pies.}$$

Entonces establecer:

$$L_2 = 12 \text{ pies}$$

$$L_1 = 6 \text{ pies.}$$

Verificando el  $L/D = 2.57$ . es aceptable.

15.- Calcular el tiempo de goteo usando la ecuación 5.23. calcular la velocidad real del vapor con la ecuación 5.24 y calcular la mínima longitud requerida para la separación líquido-vapor con la ecuación 5.25.

$$\phi = \frac{2}{1.62} = 1.23 \text{ s.}$$

$$U_{RG} = \frac{57.87}{9.042} = 6.4 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$$L_{MIN} = 1.23(6.4) = 7.872 \text{ pies}$$



16.- Verificar los tiempos de residencia de cada fase en la sección de separación líquido-líquido.

$$\theta_{HL} = \frac{12.31(6)}{11.69} = 6.31 \text{ min.}$$

$$\theta_{LH} = \frac{17.127(6)}{19.49} = 5.27 \text{ min.}$$

17.- Seleccionar el tipo de cabezales y calcular su espesor y el del tambor usando las tablas 4-5 y 4-6. También calcular el área del tambor y de los cabezales.

Se seleccionaron cabezales elípticos.

$$t_s = 0.394 \approx 7/16 \text{ plg.}$$

$$t_H = 0.393 \approx 7/16 \text{ plg.}$$

$$A_s = 263.89 \text{ pies}^2$$

$$A_H = 53.41 \text{ pies}^2$$

$$W = (490) \left( \frac{0.4375}{12} \right) (263.89 + 2 * 53.41) = 6622.57 \text{ lb.}$$

Los cálculos se hicieron para varios L/D, los resultados se observan en la siguiente tabla.

L/D	D pies	L pies	$\theta_{HL}$ min.	$\theta_{LH}$ min.	W lb
1.37	11	8	12.128	9.46	13787.37
1.75	8	14	7.35	5.97	10032.13
2.57	7	18	6.31	5.27	6622.57
3.07	6.5	20	5.22	4.413	7664.07

Como se observa, el óptimo es el L/D = 2.57.

Resumiendo:

$$L/D = 2.57$$

Longitud del recipiente 18 pies.

Diámetro del recipiente 7 pies.

Altura de la mampara 5 pies.

Tiempo de residencia de la fase pesada 6.31 min.

Tiempo de residencia de la fase ligera 5.27 min.

Diámetro de la boquilla de alimentación de 14 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de vapor 20 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de líquido pesado 6 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de líquido ligero 8 plg.

Cabezales elípticos de espesor de 7/16 plg.

Espesor del tambor 7/16 plg.

Peso aproximado del recipiente 6622.57 lb.

Comparando con el caso anterior del recipiente sin mampara.

Configuración	L/D	D pies	L pies	$\theta_{HL}$ min.	$\theta_{LH}$ min.	W lb
Horizontal sin mampara	1.6	7.5	12	3.53	19.28	7241.58
Con mampara	2.57	7	18	6.31	5.27	6622.57

El recipiente con mampara pesa un 8.5% menos que el otro. El recipiente con mampara tiene mayor longitud que el otro recipiente. Entonces según las necesidades y limitaciones se optará por alguno de estos dos configuraciones de recipientes.

SUBDIRECCION DE INGENIERIA

PLANTA Refineria de Tula		HOJA 1 DE 1		
LOCALIZACION	Hidalgo	EDICION	FECHA	HECHA POR
CONTRATO No	TS-90	DB-54	20-6-03	D.B.C.
CLAVE	FB-16			
NO DE UNIDADES	1 (una)			

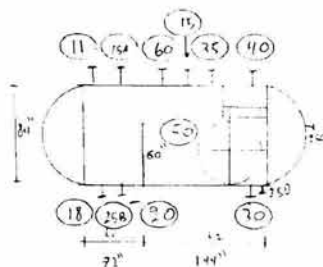
**RECIPIENTES**  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

1	SERVICIO	separador de tres fases a columna fraccionadora	POSICION	Horizontal
2	TIPO DE FLUIDO	Hydrocarburo liquido	FLUJO	63451 lb/hr
3	Aguá 46804 lb/hr D 66 73 lb/pies <sup>3</sup>	Hydrocarburo gaseoso	FLUJO	62499 lb/hr
4	TEMPERATURA OPERACION	90 °F	MAXIMA	100 °F
5	PRESION OPERACION	85.3 psig	MAXIMA	90 psig
6	DIMENSIONES LONGITUD T T	216 plg	DIAMETRO	84 plg
7	NIVEL NORMAL	42 plg	MAXIMO	60 plg
8	ALARMA DE ALTO NIVEL	55 plg	ALARMA MUY BAJO NIVEL	15 plg
			NIVEL DE PARO	58 plg

9	MATERIALES	SA-301 Grado B	CARBON	
10	MALLA SEPARADORA	si	MATERIAL	Acero Inox
11	TIPO CIRCULAR	si		
12	TIPO RECTANGULAR		ANCHO	
13	CORROSION PERM.	1/16 plg	CABEZAL	1/16 plg
14	AISLAMIENTO	No		
15	RECURBIMIENTO INTERNO	No		

**BOQUILLAS**

NO	CANT	DIAM plg	SERVICIO
11	1	14	Alimentacion
30	1	8	Salida de liquido ligero
20	1	6	Salida de liquido pesado
40	1	20	Salida de fase gaseosa
25	4	1.5	Ind nivel
35	1	1.5	Ind Presion
15	1	1.5	Ind temperatura
50	1	20	Registro de hombre
18	1	1.5	Drene
60	1	1.5	Conex valv relevo



**NOTAS**

Cabezales elipticos  
 Altura de la mampara 60 plg

REVISION			
FECHA			
HECHA POR			
AP POR			

**Ejemplo 8.** Dimensionar el recipiente separador horizontal con configuración cubo y mampara. Suponer que el crudo contiene parafinas presentes por lo que es difícil controlar por nivel la interfase. Utilizar las condiciones de operación y datos de los flujos del ejemplo anterior, los datos necesarios complementarios son los siguientes.

Gravedad específica del crudo,  $S_G = 0.8762$

Los tiempos de drenado + sobrealimentación requeridos para la fase pesada es de 10 min.

Los tiempos de drenado + sobrealimentación requeridos para la fase ligera es de 15 min.

$$\theta_{LL} = 10 \text{ min.}$$

$$\theta_{HL} = 5 \text{ min.}$$

$$Q_V = 57.87 \text{ pies}^3/\text{s.}$$

$$Q_{LL} = 19.49 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

$$Q_{HL} = 11.69 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

$$K = 0.38$$

$$U_G = 1.62 \text{ pies/s.}$$

1.- Suponiendo un  $L/D = 1.2$ , se prosigue a calcular el diámetro del recipiente con la ecuación 5.54.

$$D = \left[ \frac{4(19.49 * 10 + 11.69 * 5)}{0.7\pi(1.2)} \right]^{1/3} = 7.26 \approx 7.5 \text{ pies}$$

$$A_T = \frac{\pi(7.5)^2}{4} = 44.178 \text{ pies}^2$$

2.- Calcular la altura del área del vapor,  $H_D = 0.2D$ , mínimo 2 pies.

$$0.2(7.5) = 1.5 \text{ pies, entonces } H_D = 2 \text{ pies.}$$

Calcular el área del vapor  $A_D$ , con la tabla 4-4.

$$A_D = 0.214(44.178) = 9.454 \text{ pies}^2$$

3.- Calcular  $L_1$ , con la ecuación 5.55.( ver la figura 5-10)

$$L_1 = \frac{253.35}{44.178 - 9.454} = 7.29 \approx 7.5 \text{ pies.}$$

4.- Calcular el tiempo de goteo del líquido, la velocidad real del vapor y calcular la mínima longitud requerida para la separación líquido vapor, con las ecuaciones 5.23, 5.24 y 5.25, correspondientemente.

$$\phi = 1.23s$$

$$U_{RG} = \frac{57.87}{9.454} = 6.1 \frac{\text{pies}}{s}$$

$$L_{MIN} = 1.23 * 6.1 = 7.5 \text{ pies.}$$

Como  $L_1 = L_{MIN}$ , la longitud es aceptable.

5.- Calcular el espesor de la capa de fase ligera  $H_{LL}$ , con la ecuación 5.56. Y calcular la diferencia de alturas entre la mampara de líquido ligero y líquido pesado con la ecuación 5.57.

$$H_{LL} = \frac{0.00128(10)(1.07 - 0.8762)(500)^2}{10} = 62.016 \text{ plg.} \approx 5.5 \text{ pies}$$

$$\Delta H = 66 \left[ 1 - \frac{54.26}{66.73} \right] = 12.33 \text{ plg.} \approx 1 \text{ pie.}$$

6.- Diseño del cubo para la fase ligera.

Borde de la mampara =  $7.5 - 2 = 5.5$  pies.

Altura entre el fondo del recipiente y el fondo del cubo =  $0.125(7.5) = 0.9625 \approx 1$  pies.

Establecer que el alto nivel de líquido, HLL, es 0.5 pies debajo del borde del cubo, establecer que el bajo nivel de líquido LLL, es de 0.5 pies encima del fondo del cubo.

Establecer el drenado y sobrealimentación de la fase ligera.

Usar la tabla 4-4 del capítulo IV para encontrar las áreas de HLL. y LLL.

$H_{LL} = 5.5 - 5 = 5$  pies.

$LLL = 1 + 0.5 = 1.5$  pies.

$A_{HLL} = 31.278 \text{ pies}^2$

$A_{LLL} = 6.273 \text{ pies}^2$

7.- Calcular  $L_2$ , con la ecuación 5.58.

$$L_2 = \frac{15 * 19.49}{31.278 - 6.273} = 11.69 \approx 12 \text{ pies.}$$

8.- Asumir que  $L_3 = 1$  pie.

9.- Diseño del compartimiento de la fase pesada.

La altura del borde de la mampara es =  $7.5 - 2 - 1 = 4.5$  pies.

Establecer que el alto nivel de líquido HLL, es 0.5 pies debajo del borde de la mampara, establecer que el bajo nivel de líquido LLL, es de 0.5 pies encima del fondo. Establecer el drenado y sobrealimentación de la fase pesada. Calcular las áreas de los niveles alto y bajo de líquido pesado con la tabla 4-4.

$H_{HLL} = 4.5 - 0.5 = 4$  pies.

$H_{LLL} = 0.5$  pies.

$A_{HLL} = 23.944 \text{ pies}^2$

$A_{LLL} = 1.236 \text{ pies}^2$ .

10.- Calcular  $L_4$ , con la ecuación 5.59.

$$L_4 = \frac{10 * 11.69}{23.944 - 1.236} = 5.14 \approx 5.5 \text{ pies.}$$

11.- Calcular la longitud total del recipiente L, con la ecuación 5.60 y verificar el L/D.

$$L = 7.5 + 12 + 1 + 5.5 = 26 \text{ pies}$$

$$\frac{L}{D} = \frac{26}{7.5} = 3.46$$

12.- Seleccionar el tipo de cabezales y calcular el espesor del tambor y cabezales y también su área superficial según la tabla 4-6. Calcular el peso aproximado del recipiente.

Se usaran cabezales elípticos.

$$t_S = 0.418 \approx 7/16 \text{ plg.}$$

$$t_H = 0.416 \approx 7/16 \text{ plg.}$$

$$A_S = 612.61 \text{ pies}^2$$

$$A_H = 61.312 \text{ pies}^2.$$

$$W = 490 \left( \frac{0.4375}{12} \right) (612.61 + 2 * 61.312) = 13134.64 \text{ lb.}$$

Se cálculo con diferentes L/D y los resultados son los siguientes.

L/D	D pies	L <sub>TOTAL</sub> pies	L <sub>1</sub> pies	L <sub>2</sub> pies	L <sub>3</sub> pies	L <sub>4</sub> pies	W lb
1.4	10	14	4	5.5	1	2.5	16788.11
2.75	8	22	6.5	10	1	4	14137.31
3.46	7.5	26	7.5	12	1	5.5	13134.64
4.7	7	33	9	15	1	8	14872.62
6.15	6.5	40	10.5	19	1	8.5	13917.74

Como se observa el óptimo es el de un L/D = 3.46

Resumiendo:

$$L/D = 3.46$$

Longitud del recipiente 26 pies.

Diámetro del recipiente 7.5 pies.

Altura del cubo 4.5 pies.

Altura del fondo del recipiente hasta el fondo del cubo 1 pie

Altura de la mampara de fase pesada 4.5 pies.

Diámetro de la boquilla de alimentación de 14 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de vapor 20 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de líquido pesado 6 plg.

Diámetro de la boquilla de salida de líquido ligero 8 plg.

Cabezales elípticos de espesor de 7/16 plg.

Espesor del tambor 7/16 plg.

Peso Aproximado del recipiente 13134.64 lb.

Como se observa, la longitud del recipiente es muy grande y es casi el doble del peso de los dos recipientes anteriores, por lo que solo son recomendables cuando es difícil controlar la interfase en los casos cuando existe una excesiva formación de espumas, parafinas presentes y grandes cantidades de emulsiones.

SUBDIRECCION DE INGENIERIA

PLANTA Refineria de Tula		HOJA 1 DE 1		
LOCALIZACION	Hidalgo	EDICION	FECHA	HECHA POR
CONTRATO No	TS-92	GH-34	20-6-03	D.B.( )
CLAVE	EB-18			
NO. DE UNIDADES	1 (una)			

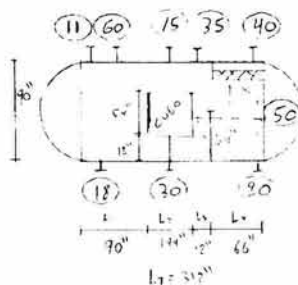
RECIPIENTES  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

1	SERVICIO	separador de tres fases a columna fraccionadora	POSICION	Horizontal
2	TIPO DE FLUIDO	Hydrocarburo liquido	FLUJO	63451 lb/hr
3	Aguá 46804 lb/hr D 66 73 lb/pies <sup>3</sup>	Hydrocarburo gaseoso	FLUJO	62499 lb/hr
4	TEMPERATURA OPERACION	90 °F	MAXIMA	100 °F
5	PRESION OPERACION	85.3 psig	MAXIMA	90 psig
6	DIMENSIONES LONGITUD T.T	31 7/8 plg	DIAMETRO	90 plg
7	NIVEL NORMAL		MAXIMO	
			MINIMO	
8	ALARMA DE ALTO NIVEL		ALARMA MUY BAJO NIVEL	NIVEL DE PARO

8	MATERIALES	SA-301 Grado B		
10	MALLA SEPARADORA	s1	MATERIAL	Acero Inox
11	TIPO CIRCULAR	s1		
12	TIPO RECTANGULAR		ANCHO	
13	CORROSION PERM.	1/16 plg	CABEZAL	1/16 plg
14	ASUAMIENTO	No		
15	RECUBRIMIENTO INTERNO	No		

BOQUILLAS

No	CANT	DIAM. plg	SERVICIO
11	1	14	Alimentacion
30	1	8	Salida de liquido ligero
20	1	6	Salida de liquido pesado
40	1	20	Salida de fase gaseosa
35	1	1.5	Ind. Presion
15	1	1.5	Ind. temperatura
50	1	20	Registro de hombre
18	1	1.5	Dreñe
60	1	1.5	Conex. valv. relevo



NOTAS

Cabezales elipticos  
Altura de la mampara 60 plg

REVISION			
FECHA			
HECHA POR			
AP. POR			

## RECOMENDACIONES.

Los tres principios básicos para la separación física en los recipientes separadores son: momentum, sedimentación por gravedad y coalescencia. La sedimentación por gravedad tiene dos importantes ecuaciones para el diseño de los recipientes, en el caso de separación líquido-vapor la ecuación a usar es la de Sauters & Brown (ley de Newton) y en el caso de separación de dos líquidos inmiscibles usar la ley de Stokes. El diseño no solo se basa en ecuaciones sino también en criterios que permiten amortiguar inconvenientes durante el proceso y costo del equipo. Estos criterios son el tiempo de residencia, tiempo de separación de dos fases, tiempos de drenado y sobrealimentación. Estos tiempos permiten absorber fluctuaciones que pueden ocurrir durante el proceso, por lo se cuenta con algunos minutos para corregir las posibles averías o sucesos que causan estos inconvenientes. En el caso de tiempo de separación entre dos fases, es necesario dar el tiempo de residencia requerido para que el líquido pesado salga de la fase ligera y el líquido ligero salga de la fase pesada. Otro criterio de gran importancia es la relación ( $L/D$ ), esta relación es propuesta para minimizar el costo y facilidad de construcción de los recipientes. El rango de ( $L/D$ ) recomendado es de 1.5 a 6.0. Algunos rangos de ( $L/D$ ) son recomendados para ciertos límites de presión de operación del recipiente, pero en el caso de estos recipientes de separación esta relación a veces no se cumple ya que los requerimientos del proceso están por encima de esta relación.

Los separadores líquido-líquido separan emulsiones temporales (inestables) que varían del diámetro de la gota de 60 micras o más, según las características de la emulsión. La velocidad de sedimentación aumenta por tres factores importantes, el diámetro de la gota, mayor diferencia entre densidades y que la viscosidad de la fase continua sea menor. La temperatura es de gran ayuda para bajar la viscosidad y la coalescencia entre gotas es favorecida a mayor tensión superficial. Estos tres factores determinan las dimensiones del recipiente. Estos recipientes son generalmente horizontales por tener una gran área interfacial y menores distancias que deben atravesar las gotas para coalescer. Las tres configuraciones de recipientes tratadas en este trabajo son: separador horizontal, separador con bota para la fase pesada y separador con mampara. En el caso de separador con bota es recomendable cuando el volumen de fase pesada es menor del 20% del líquido total del recipiente. En el caso de separador con mampara se usará cuando se requiere adicionar un tiempo extra de residencia a la fase ligera y cuando el volumen de la fase ligera sea muy grande.

Los separadores líquido-vapor tiene dos configuraciones, el separador vertical y el horizontal. La primera configuración es recomendada cuando la cantidad de fase gaseosa es muy grande en comparación de la fase líquida, cuando la corriente de alimentación contiene sólidos que sedimentan en el fondo y que pueden ser drenados con facilidad, para amortiguar los flujos a dos fases tipo bala, cuando el espacio en la planta es limitado. Los separadores horizontales son recomendados cuando se manejan cantidades considerables de fase líquida, cuando se requiere una gran área superficial para la desgasificación de un líquido, cuando no se requiere gran capacidad de surge de líquido. Estos recipientes pueden llevar o no un dispositivo eliminador de niebla. Las dimensiones del recipiente son



determinadas por el volumen del vapor, drenado y sobrealimentación de líquido requeridos para el proceso.

Los separadores líquido-líquido-vapor se usan cuando hay que separar dos líquidos inmiscibles y un vapor, su diseño contempla dos secciones muy importantes, la primera es la sección de sedimentación por gravedad de los líquidos y la segunda es la sección de liberación de gotitas de la corriente de fase gaseosa. Las ventajas y desventajas son las mismas en las configuraciones vertical y horizontal de los separadores líquido-vapor. En los recipientes horizontales se manejan también las configuraciones con bota, con mampara y cubo-mampara. Esta última se recomienda cuando el nivel de interfase es difícil de controlar, tales casos son cuando hay grandes cantidades de parafinas, espumas y grandes cantidades de emulsión. Estos recipientes también pueden llevar un dispositivo eliminador de niebla. En los recipientes donde se realiza la separación de líquido-líquido es conveniente conocer el tamaño de la gota ya que de esto dependen las dimensiones del recipiente. En el caso de no contar con el tamaño de la gota es necesario saber los tiempos de residencia de separación recomendados.

Los accesorios internos de estos separadores facilitan el proceso de separación, las mamparas de choque son importantes ya que aquí ocurre la primera separación líquido-vapor y algunos disminuyen las perturbaciones que ayudan a reducir el sobre arrastre y la formación de emulsiones, las placas antiespuma ayudan a coalescer las burbujas de la espuma, los rompe remolinos impiden que vapor o gases sean arrastrados hasta la salida del líquido. Las placas coalescedoras ayudan a coalescer las gotas, ya sean de la fase pesada o la fase ligera. Existen muchos tipos de dispositivos eliminadores de niebla, los más importantes son los tipo mallas eliminadoras de niebla, los tipo veletas y los lechos de fibras, estos dispositivos son necesarios para evitar el arrastre de gotas hacia equipos que pueden ser dañados por éstas como los compresores, cada uno tiene sus ventajas y desventajas, pero sin duda el más popular es la malla eliminadora de niebla por su bajo costo, eficiencia y caída de presión. El dimensionamiento de las boquillas de alimentación y salidas deben cumplir con criterios de velocidad y caída de presión recomendables para el buen funcionamiento del recipiente separador, las recomendaciones a usar en el caso de flujo a dos fases es una velocidad de alimentación que este dentro de la zona anular en el mapa de Mandhane; en el caso de entrada y salida de líquidos de recipientes separadores líquido-líquido la velocidad recomendada es de 0.5 a 1.5 pies/s. Estos recipientes también deben contar con los registros de mano y hombre necesarios para su mantenimiento.

Los problemas de operación en estos recipientes son causados principalmente por la formación de espumas que impide un control mecánico adecuado y la desgasificación de un líquido, otro problema es la acumulación de parafinas en las placas de coalescencia y en los eliminadores de niebla ya que tapan estos dispositivos. La acumulación de arenas tapan los internos del recipiente y fomentan la corrosión. Las emulsiones son muy molestas ya que forman una capa que puede contener impurezas, esta capa disminuye la efectividad del tiempo de separación y tiene efectos adversos en el control de nivel.

Los cabezales típicamente usados en recipientes a presión interna son los toriesféricas, elípticos y hemiesféricos. Los cabezales y el tambor deben contar con un espesor adicional por considerar la corrosión, así el recipiente se desgastará sin que se altere su resistencia mecánica normalmente durante 10 años. La protección de la superficie del recipiente contra la corrosión es muy importante, existen recubrimientos metálicos, inorgánicos, orgánicos, espesor por corrosión, protección catódica, anódica, etc. La protección catódica es una técnica muy usada que reduce o elimina la corrosión tomando el metal a proteger como cátodo y un ánodo de sacrificio (generalmente magnesio, zinc y aluminio) formando una celda electroquímica. La protección depende del tipo de ánodo a elegir, densidad de corriente requerida y de la correcta localización y posición de los ánodos para así tener una vida deseada del sistema de protección catódica.

La selección del material de construcción adecuado depende de muchos parámetros involucrados y de las propiedades corrosivas del fluido, esta selección se debe basar preferentemente en las experiencias de materiales en condiciones similares ya que de esto depende en gran parte del costo, mantenimiento y vida del recipiente.

## CONCLUSIONES.

Existen procedimientos para diseñar los recipientes separadores, algunos utilizan ecuaciones muy complicadas, nomogramas, métodos por prueba y error. Algunos de estos procedimientos no consideran los criterios como la relación L/D, tiempos de drenado y sobrealimentación, etc. Se encuentran ecuaciones para el dimensionamiento de recipientes para un servicio en específico, que se basan en un sólo tamaño de la gota.

En este trabajo se utiliza un procedimiento sencillo y estructurado, sin ecuaciones complicadas, sin utilizar propiedades de los fluidos que son muy difíciles de encontrar como la tensión superficial a varias temperaturas y se utilizan criterios para amortiguar inconvenientes que puedan ocurrir durante el proceso y que consideran un costo mínimo de diseño. Además se aportan tablas con varios criterios como tiempos de residencia y tiempos de sedimentación líquido-líquido, tamaños de la gota dependiendo de las características de la emulsión, tablas con las constantes para la separación líquido-vapor para diferentes condiciones de operación. Las configuraciones principales de los recipientes son el vertical y el horizontal, pero en algunos casos es de gran utilidad utilizar otras opciones como los recipientes horizontales con bota, con mamparas y la configuración cubo-mampara; que no solo facilitan el control de los flujos, sino además pueden reducir el costo del recipiente. Con toda esta información se pueden diseñar recipientes separadores para diferentes servicios y condiciones de operación.

Se dan las características de los dispositivos internos necesarios que tienen la finalidad de facilitar la separación de las diferentes fases y también previenen de posibles perturbaciones dentro del recipiente. El procedimiento de dimensionamiento de boquillas de proceso aportado es práctico y rápido de realizar ya que utiliza criterios de velocidad de flujos y caídas de presión. Con las tablas de selección y cálculo de espesores de cabezales y tambor se puede saber el peso aproximado del recipiente, esto permite saber cual es el recipiente óptimo.

## BIBLIOGRAFÍA.

- 1) American Petroleum Institute (API) Spec 12j " Specification for Oil and Gas Separators", Dallas, 1973.
- 2) API, Spec 12L " Specification for vertical and horizontal emulsion treaters"; Dallas, 1973.
- 3) API. " Manual on Disposal of Refinery Wastes", Cap. 6, Washington, D.C., 1969.
- 4) American Society of Mechanical Engineers (ASME) " Boiler and Pressure Vessel Code" Sec. VIII division I, New York, 1986
- 5) Arnold & Maurice, " Surface Production Operations" Vol. 1, Gulf Publishing Company, Houston, 1986.
- 6) Ávila y Genescá, " Más Allá de la Herrumbre", Ed. Fondo de Cultura Económica, Méx. D.F. 1989.
- 7) Brownwell & Young, " Process Equipment Design" John Willey & Sons, New York, 1959.
- 8) Crane "Flujo de Fluidos en Válvulas, Accesorios y Tuberías" Ed. Mc Graw-Hill, Mex. D.F. 1992
- 9) Driedger W., " Controlling Vessel and Tanks", Hydrocarbon Processing, March 2000.
- 10) Elliott Peter, " Choose Materials for High-Temperature Environments" Chemical Engineering Progress, february, 2001.
- 11) Evans F. " Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants" Gulf Publishing Company, Vol. 2, Houston, 1980
- 12) Fabian, Cusack, Hennessey & Neuman, Otto H. York Co. " Demystifying the selection of", Chemical Engineering, November, 1993
- 13) Gas Processor Association " Engineering Data Book" Vol. 1 section 6,7 y 17, Tulsa, 1998.
- 14) General Physics Corporation, " Corrosion" Ed. GP Courseware, Tulsa, 1981.
- 15) Gerunda Arthur, " How to Size Liquid-Vapor Separators", Chemical Engineering, May 4, 1981.
- 16) Herbert H. Uhlig, " Corrosión y Control de Corrosión " Ed. Urmo, Bilbao, 1979.

- 17) Inchaurrea, " Aceros Inoxidables y Aceros Resistentes al Calor" Ed. Limusa. Méx. D.F. 1981.
- 18) Ludwig Ernest, " Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants" Vol I, Gulf Publishing Co. Houston, 1979.
- 19) Monnery & Svrcek " Design Two-Phase Separators Within the Right Limits", Chemical Engineering Progress, October, 1993
- 20) Monnery & Svrcek " Successfully Specify Three-Phase Separators", Chemical Engineering Progress, September, 1994.
- 21) Nace Standard RP-05-75, "Design, Installation, operation, and Maintenance of Internal Cathodic Protection Systems in Oil Treating Vessels", National Association of Corrosion Engineers, Houston, 1975.
- 22) Hydrocarbon Processing, "Nomograph Handbook " No. 14, Gulf Publishing Company, Houston, 1971.
- 23) Perry & Chilton " Biblioteca del Ingeniero Químico", Vol. I y II, 5ª ed. Mc Graw-Hill, Méx. D.F. 1974.
- 24) Peters & Timmerhaust, " Plant Design and Economics for Chemical Engineers", Ed. Mc Graw Hill, Tokio, 1976.
- 25) Rase & Barrow, " Ingeniería de Proyectos para Plantas de Proceso", Ed. Continental, Mex. D.F. 1984.
- 26) Sims & Bech, " Pressure Vessel Maintenance" Chemical Engineering, July. 2000.
- 27) Toral Ma. Teresa, " Fisicoquímica de superficies en sistemas dispersos", Ed. Urmo, Bilbao, 1973.
- 28) Walas Stanley, "chemical Process Equipment: Selection and Design.", Butterworth-Heinemann, Boston, 1990.
- 29) Watkins R. N. " Sizing Separators and Accumulators" Hydrocarbon Processing, November, Vol. 46, No. 11, 1967.
- 30) Wu F.H. "Drum Separator Design a New Approach" Chemical Engineering, april 2, 1984.

## Apéndice A.

### CRITERIOS PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS. (Ref. 7)

LÍQUIDOS EN GENERAL	DIÁMETRO NOMINAL	VELOCIDAD PIES/S	$\Delta P_{100}$ PSI
Succión de bombas (líquido saturado)	2" o menos	0.5 - 1.5	.05 - 0.25
	3" - 8"	1.5 - 2.5	0.05 - 0.25
	10" - 20"	2.5 - 3.5	.05 - 0.50
	> 20"	3.5 - 4.0	0.05 - 0.50
Succión de bombas (líquido subenfriado)	2" o menos	1 - 2	0.1 - 1
	3" - 8"	2 - 4	0.1 - 1
	10" - 20"	3 - 6	0.1 - 2
	> 20"	6 - 8	0.1 - 2
Descarga de bombas	2" o menos	1 - 4	1 - 4
	3"	5 - 8	1 - 3
	10" - 20"	8 - 10	1 - 3
	> 20"	10 - 15	1 - 2
Bajante líquido de un rehervidor		1 - 4	0.15
Líneas de refrigerante		2 - 4	0.14
Salida y entrada a recipientes separadores líquido-líquido		0.5 - 1.5	
Alimentación a enfriadores		6	
Residuos de fondos de una torre		4 - 6	0.6
Alimentación a torre fraccionadora		4 - 6	
Salida de un condensador		3 - 5	0.5

GASES Y VAPORES	DIÁMETRO NOMINAL	VELOCIDAD PIES/S	$\Delta P_{100}$ PSI
<b>P &lt; 0 Psig</b>			0.1
<b>0 &lt; P &lt; 50 Psig</b>			0.15
<b>50 &lt; P &lt; 150 Psig</b>			0.3
<b>150 &lt; P &lt; 200 Psig</b>			0.6
<b>200 &lt; P &lt; 500 Psig</b>			1.5
<b>P &lt; 500 Psig</b>			2.0
<b>Líneas de entrada a un condensador</b>		25 – 100	
<b>Entradas a turbinas de gas</b>		150 – 3500	3
<b>Entrada a turbinas de vapor</b>		120 – 320	
<b>Succión de un compresor</b>		75 – 200	0.5
<b>Descarga de un compresor</b>		100 – 250	1.0
<b>Líneas de distribución en general</b>			0.5
<b>Vapor de domo de un fraccionador</b>			
<b>P ≤ 10 Psig</b>		125 – 200	0.1
<b>P &gt; 10 Psig</b>		125 – 200	0.5
<b>FLUJO DOS FASES</b>			
<b>Flujo a dos fases en general.</b>		35 – 75	>4.0
<b>Líneas de rehervidor</b>		35 – 45	
<b>Líneas a separadores sin mallas</b>		$\leq \frac{33}{(\rho_M)^{0.5}}$	$\rho_M = \frac{W_L + W_V}{W_L + W_V} = \frac{lb}{pies^3}$
<b>Líneas a separadores con malla</b>		$\leq \frac{40}{(\rho_M)^{0.5}}$	$W_L =$ flujo másico del líquido, lb/hr. $W_V =$ Flujo másico del vapor, lb/hr. $\rho_L =$ densidad del líquido, lb/ pie <sup>3</sup> . $\rho_V =$ densidad del vapor, lb/ pie <sup>3</sup> .
<b>Líneas a separadores general</b>		$\leq \frac{60}{(\rho_M)^{0.5}}$	

<b>Velocidad para evitar flujo disperso</b>		100 $(\rho_M)^{0.5}$	Evitar este flujo si la línea va a cualquier equipo de separación.
<b>Velocidad de desgaste</b>		160 $(\rho_M)^{0.5}$	Esta velocidad se presenta generalmente en los flujos anular y disperso. Esta velocidad debe evitarse ya que produce erosión en cambios repentinos de dirección.

<b>AGUA</b>	<b>DIÁMETRO NOMINAL</b>	<b>VELOCIDAD PIES/S</b>	<b><math>\Delta P_{100}</math> PSI</b>
<b>Líneas de drenes</b>	2" o menos	3 - 4	
	3" - 10"	3 - 5	
<b>Alimentación a calderas</b>	2" o menor	3 - 4	
	3" - 8"	5 - 8	
	10" - 20"	8 - 10	
	Mayor a 20"	10 - 15	
<b>Agua de enfriamiento (cabezales grandes)</b>		15	0.5 - 2
<b>Ramales y cabezales chicos</b>		6	
<b>VAPOR DE AGUA</b>			
<b>0 &lt; P &lt; 50 Psig</b>			0.25
<b>50 &lt; P &lt; 150 Psig</b>			0.50
<b>150 &lt; P &lt; 300 Psig</b>			1.0
<b>300 &lt; P &lt; 500 Psig</b>			1.5
<b>P &gt; 500</b>			0.5
<b>Líneas de mas de 600 pies.</b>			
<b>P &gt; 500</b>			1.0
<b>Líneas de menos de 600 pies.</b>			
<b>P &gt; 500</b>			2.5
<b>Ramales pequeños</b>			
<b>Entrada a turbinas</b>		120 - 320	3.0
<b>Entrada a máquinas y bombas reciprocantes</b>		15	
<b>Líneas de vapor de descarga (P = 1 atm)</b>			0.5
<b>Vapor saturado</b>	3" o menor	90	
	4"	120	
	6"	180	
	Mayor a 6"	200	
<b>Vapor sobrecalentado.</b>	3" o menor	90	
	4"	120	
	6"	180	
	Mayor a 6"	250	
<b>Ramales y líneas de descarga (vapor de agua)</b>			1.5



<b>GASES Y VAPORES</b>	<b>DIÁMETRO NOMINAL</b>	<b>VELOCIDAD PIES/S</b>	<b><math>\Delta P_{100}</math> PSI</b>
<b>Gas combustible a quemadores</b>			$\Delta P_{100} = 0.5 \% P$ del quemador.
Acetileno		67	
Aire (0-30 Psig)		67	
Amoníaco		100	
Bromo		34	
Cloro		34 – 84	
Cloroformo		34	
Etileno		100	
Hidrógeno		67	
Ácido clorhídrico		67	
Cloruro de metilo		67	
Gas natural		100	
Oxígeno Temp.. Ambiente		30	
Oxígeno Temp. baja		67	
Bióxido de azufre		67	
<b>LÍQUIDOS CORROSIVOS Y/O EROSIVOS</b>			
Dietanolamina o monoetanolamina		3	
Amoníaco		6	
Benceno		6	
Bromo		4	
Cloruro de calcio		4	
Tetracloruro de carbono.		6	
Cloro seco		5	
Cloroformo		6	
Dicloruro de etileno		6	
Etilenglicol		6	
Cloruro de metilo		6	
Aceite lubricante		6	
Perclorato etileno		6	
Propilenglicol		5	
Solución de cloruro de sodio		5	
Hidróxido de sodio		6	
0 – 30 %			
30 – 50%		5	
50 – 73 %		4	

Ácido sulfúrico 82 – 93 % 93 – 100 %		4 4	
Estireno		6	
<b>LÍQUIDOS CORROSIVOS Y/O EROSIVOS</b>	<b>DIÁMETRO NOMINAL</b>	<b>VELOCIDAD PIES/S</b>	<b><math>\Delta P_{100}</math> PSI</b>
Tricloruro de etileno		6	
Cloruro de vinilo		6	
Agua fenolítica		3	
Agua salada		6	
Amina rica en CO <sub>2</sub>		3	
Azufre fundido		1	Máximo 1.5
Ácido nítrico 60%		4	
<b>LÍQUIDOS VISCOSOS EN TUBERÍAS</b>			
$\mu > 100$ cp	1"	0.3 – 0.6	
	2"	0.5 – 0.8	
	4"	0.8 – 1.2	
	8"	1.3 – 1.8	

# APÉNDICE B. PROPIEDADES DE TUBERÍAS. (Ref. 13)

Design Properties and Allowable Working Pressures for Piping  
ASTM A106, grade B seamless pipe—Petroleum Refinery Piping Code  
for Pressure Piping ANSI B31.3-1984—Corrosion allowance = 0.05

Nom pipe size in.	Sch. No.	Weight of pipe lb./ft.	O.D. in.	Wall thk. in.	I D (d) in.	Flow area sq ft	Allowable working pressures for temperatures (in °F) not to exceed.						
							-20 to 100	200	300	400	500	600	700
1/2	S40	.851	.840	.109	.622	.00211	2258	2258	2258	2258	2134	1953	1863
3/4	S40	1.131	1.080	.113	.824	.00371	1933	1933	1933	1933	1827	1672	1595
	X80	1.474		.154	.742	.00300	3451	3451	3451	3451	3261	2985	2847
1	S40	1.679	1.315	.133	1.049	.00600	2103	2103	2103	2103	1968	1819	1735
	X80	2.172		.179	.957	.00499	3468	3468	3468	3468	3277	3000	2861
	160	2.844		.250	.815	.00362	5720	5720	5720	5720	5405	4948	4719
	XX	3.659		.358	.599	.00196	9534	9534	9534	9534	9010	8247	7866
1-1/2	S40	2.718	1.900	.145	1.610	.01414	1672	1672	1672	1672	1580	1446	1379
	X80	3.632		.200	1.500	.01225	2777	2777	2777	2777	2625	2402	2291
	160	4.866		.281	1.338	.00976	4494	4494	4494	4494	4247	3887	3707
	XX	6.409		.400	1.100	.00660	7228	7228	7228	7228	6831	6253	5963
2	S40	3.653	2.375	.154	2.067	.02330	1489	1469	1469	1469	1388	1270	1212
	X80	5.022		.218	1.939	.02050	2488	2488	2488	2488	2351	2152	2053
	160	7.445		.343	1.687	.01556	4600	4600	4600	4600	4347	3979	3795
	XX	9.030		.436	1.503	.01232	6284	6284	6284	6284	5939	5436	5185
3	S40	7.58	3.500	.216	3.068	.05130	1640	1640	1640	1640	1550	1419	1353
	X80	10.25		.300	2.900	.04587	2552	2552	2552	2552	2412	2207	2106
	160	14.33		.438	2.624	.03755	4122	4122	4122	4122	3895	3566	3401
	XX	18.58		.600	2.300	.02885	6089	6089	6089	6089	5754	5267	5024
4	S40	10.79	4.500	.237	4.026	.08840	1439	1439	1439	1439	1360	1244	1187
	X80	14.99		.337	3.826	.07986	2275	2275	2275	2275	2150	1968	1877
	160	22.51		.531	3.438	.06447	3978	3978	3978	3978	3760	3441	3282
	XX	27.54		.674	3.152	.05419	5307	5307	5307	5307	5015	4590	4378
6	S40	18.98	6.625	.280	6.065	.2006	1205	1205	1205	1205	1139	1042	994
	X80	28.58		.432	5.781	.1810	2062	2062	2062	2062	1948	1783	1701
	160	45.30		.718	5.187	.1469	3753	3753	3753	3753	3546	3246	3097
	XX	53.17		.864	4.897	.1308	4659	4659	4659	4659	4403	4030	3844
8	S40	28.56	8.625	.322	7.981	.3474	1098	1098	1098	1098	1037	950	906
	X80	43.4		.500	7.625	.3171	1864	1864	1864	1864	1761	1612	1537
	XX	72.4		.875	6.875	.2578	3554	3554	3554	3554	3359	3074	2932
	160	74.7		.906	6.813	.2532	3699	3699	3699	3699	3496	3200	3052
10	S40	40.5	10.750	.365	10.020	.5475	1022	1022	1022	1022	966	884	843
	X60	54.7		.500	9.750	.5185	1484	1484	1484	1484	1403	1284	1224
	160	115.7		1.125	8.500	.3941	3736	3736	3736	3736	3531	3232	3082
12	S	49.6	12.750	.375	12.000	.7854	888	888	888	888	839	768	732
	X	65.4		.500	11.750	.7528	1245	1245	1245	1245	1177	1077	1027
	160	160.3		1.312	10.126	.5592	3699	3699	3699	3699	3496	3200	3052
14	10	36.7	14.000	.250	13.500	.9940	486	486	486	486	460	421	401
	S30	54.6		.375	13.250	.9575	807	807	807	807	763	698	666
	X	72.1		.500	13.000	.9211	1132	1132	1132	1132	1069	979	934
16	10	42.1	16.000	.250	15.500	1.310	425	425	425	425	402	368	351
	S30	62.6		.375	15.250	1.268	705	705	705	705	666	609	581
	S40	82.8		.500	15.000	1.227	987	987	987	987	933	854	815
18	10	47.4	18.000	.250	17.500	1.670	377	377	377	377	357	326	311
	S	70.6		.375	17.250	1.622	625	625	625	625	591	541	516
	X	93.5		.500	17.000	1.578	876	876	876	876	828	757	722
20	10	52.7	20.000	.250	19.500	2.074	339	339	339	339	321	293	280
	S20	78.6		.375	19.250	2.021	562	562	562	562	531	486	464
	X30	104.1		.500	19.000	1.969	787	787	787	787	743	680	649
24	10	63.4	24.000	.250	23.500	3.012	282	282	282	282	267	244	233
	S20	94.8		.375	23.250	2.948	468	467	467	467	442	404	386
	X	125.5		.500	23.000	2.883	660	654	654	654	618	565	539

Note: The above allowable working pressures are calculated from Fig. 17-23 using a reduction in  $t_m$  to 87.5% of the wall thickness shown above to recognize mill wall tolerance of 12.5%.





**Maximum Allowable Stress Values in Tension for Carbon and Low-alloy Pipe and Tubes of Welded Manufacture,  
in Pounds per Square Inch**

(Extracted from the 1956 Edition of the *ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pressure Vessels*,  
with Permission of the Publisher, the American Society of Mechanical Engineers)

(Joint efficiencies used for preparing this table are: electric-resistance welded—85%, lap welded—80%, butt welded—60%.)

Specifi- cation Number	Grade	Nominal Composition	Weld Notes	Speci- fied Min Tensile	For Metal Temperatures Not Exceeding Deg F								
					-20 to 650	700	750	800	850	900	950	1000	
SA-53	...	Carbon steel	Lap (1)	45,000	9000	8800	8200	...	...	...	...	...	...
SA-53	A	Carbon steel	Resist. (1)(2)	48,000	10,200	9000	9100	7900	6700	5300	...	...	...
SA-53	B	Carbon steel	Resist. (1)(2)	60,000	12,750	12,200	11,000	9200	7350	5500	...	...	...
SA-72	...	Wrought iron	Lap	40,000	8000	7800	7300	...	...	...	...	...	...
SA-72	...	Wrought iron	Butt	40,000	6000	5850	5500	...	...	...	...	...	...
SA-135	A	Carbon steel	Resist. (2)(3)	48,000	10,200	9900	9100	7900	6700	5300	...	...	...
SA-135	B	Carbon steel	Resist. (2)(3)	60,000	12,750	12,200	11,000	9200	7350	5500	...	...	...
SA-178	A	Low-carbon steel	Resist. (2)(3)	...	10,000	9700	8950	7800	6650	5500	3800	2100	...
SA-178	B	O. H. iron	Resist.	...	8500	8300	7750	...	...	...	...	...	...
SA-178	C	Medium-carbon steel	Resist. (2)(3)	60,000	12,750	12,200	11,000	9200	7350	5500	3800	2100	...
SA-226	...	Low-carbon steel	Resist. (2)(3)	...	10,000	9700	8950	7800	6650	5500	3800	2100	...
SA-250	T1	Carbon— $\frac{1}{2}$ molybdenum	Resist.	55,000	11,700	11,700	11,700	11,450	11,200	10,650	8500	5300	...
SA-250	T1a	Carbon— $\frac{1}{2}$ molybdenum	Resist.	60,000	12,750	12,750	12,750	12,250	11,700	10,650	8500	5300	...
SA-250	T1b	Carbon— $\frac{1}{2}$ molybdenum	Resist.	53,000	11,250	11,250	11,250	11,050	10,850	10,650	8500	5300	...
SA-333	C	Carbon steel	Resist.	55,000	11,700	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-333	3	3 $\frac{1}{2}$ nickel	Resist.	65,000	13,800	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-333	5	5 nickel	Resist.	65,000	13,800	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-334	C	Carbon steel	Resist.	55,000	11,700	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-334	3	3 $\frac{1}{2}$ nickel	Resist.	65,000	13,800	...	...	...	...	...	...	...	...
SA-334	5	5 nickel	Resist.	65,000	13,800	...	...	...	...	...	...	...	...

Notes: The stress values in this table may be interpolated to determine values for intermediate temperatures.

(1) These stress values permitted for open-hearth and electric-furnace steels only.

(2) For service temperatures above 850 F it is recommended that killed steels containing not less than 0.10% residual silicon be used. Killed steels which have been deoxidized with large amounts of aluminum and rimmed steels may have creep and stress-rupture properties in the temperature range above 850 F, which are somewhat less than those on which the values in the above table are based.

(3) Only (silicon) killed steel shall be used above 900 F.

**Maximum Allowable Stress Values in Tension for Nonferrous Metals, in Pounds per Square Inch**  
**Aluminum and Aluminum-alloy Products**  
 (Extracted from the 1956 Edition of the *ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pressure Vessels*,  
 with Permission of the Publisher, the American Society of Mechanical Engineers)

Specifi- cation Number	Alloy	Temper	Specified Tensile Strength, psi	Minimum Yield Strength, psi	Notes	For Metal Temperatures Not Exceeding Deg F						
						100	150	200	250	300	350	400
<b>Sheet and Plate</b>												
SB-178	996A	O	9500	2500	...	1650	1650	1600	1450	1200	1050	
		H112	10,000	4000	(1)(2)	2500	2150	1950	1700	1500	1300	
		H12	11,000	9000	(1)	2750	2550	2350	2100	1900	1600	
		H14	12,000	10,000	(1)	3000	3000	2900	2700	2350	2000	
SB-178	990A	O	11,000	3500	...	2350	2350	2300	2100	1850	1600	
		H112	12,000	5000	(1)(3)	3000	2800	2550	2250	2000	1700	
		H12	14,000	11,000	(1)	3500	3400	3150	2900	2650	2400	
		H14	16,000	14,000	(1)	4000	3900	3650	3300	3000	2700	
SB-178	M1A	O	14,000	5000	...	3350	3150	2900	2700	2400	2100	
		H112	14,500	6000	(1)(4)	3600	3250	3000	2800	2500	2200	
		H12	17,000	12,000	(1)	4250	4000	3800	3600	3300	3000	
		H14	20,000	17,000	(1)	5000	4850	4700	4400	4000	3500	
SB-178	Clad M1A	O	13,000	4500	...	3000	2900	2700	2500	2200	2000	
		H112	14,500	6000	(1)(4)	3600	3200	3000	2800	2500	2200	
		H12	16,000	11,000	(1)	4000	3800	3600	3400	3100	2800	
		H14	19,000	16,000	(1)	4800	4600	4400	4200	3800	3400	
SB-178	MG11A	O	23,000	8500	...	5650	5650	5650	5500	4650	3850	
		H112	23,000	9000	(1)	5750	5750	5750	5500	4650	3850	
		H32	28,000	21,000	(1)	7000	7000	7000	6550	5800	5050	
		H34	32,000	25,000	(1)	8000	8000	8000	7400	6550	5600	
SB-178	Clad MG11A	O	22,000	8000	...	5300	5300	5300	5200	4400	3700	
		H112	22,000	8500	(1)	5500	5500	5500	5200	4400	3700	
		H32	27,000	20,000	(1)	6800	6800	6800	6300	5600	4900	
		H34	31,000	24,000	(1)	7800	7800	7700	7200	6300	5400	
SB-178	G1A	O	18,000	6000	...	4000	4000	4000	4000	4000	3350	
		H112	20,000	8000	(1)	5000	5000	5000	4900	4500	3700	
		H32	22,000	16,000	(1)	5500	5500	5500	5350	4800	3800	
		H34	25,000	20,000	(1)	6250	6250	6200	6050	5400	3950	
SB-178	GR20A	O	25,000	9500	...	6250	6250	6200	6000	5400	4650	
		H112	25,000	9500	...	6250	6250	6200	6000	5400	4650	
		H32	31,000	23,000	(1)	7750	7750	7650	7100	6400	5600	
		H34	34,000	26,000	(1)	8500	8500	8400	7700	6900	6100	
SB-178	GS11A	T4	30,000	16,000	(5)	7500	7200	7000	6700	6400	5600	
		T6	42,000	35,000	(5)	10,500	10,200	9900	9400	7900	6200	
		T6 welded	24,000	...	...	6000	5900	5700	5400	5000	4200	
SB-178	Clad GS11A	T4	27,000	14,000	(5)	6800	6500	6200	6000	5800	5100	
		T6	38,000	32,000	(5)	9500	9200	9000	8500	7200	5600	
		T6 welded	24,000	...	...	6000	5900	5700	5400	5000	4200	
<b>Bars, Rods, and Shapes</b>												
SB-211	GS11A	T6	42,000	35,000	(7)	8400	8100	7700	7100	6000	4800	
SB-211	CG42A	T4	62,000	40,000	(7)	10,000	9700	9400	9000	7800	6200	
SB-211	CS41A	T6	65,000	55,000	(7)	13,000	12,200	11,600	10,400	7200	4400	
SB-273	GS11A	T6	38,000	35,000	(5)	9500	9200	9000	8500	7200	5600	
		T6 welded	24,000*	...	...	6000	5900	5700	5400	5000	4200	
SB-273	CG42A	T4	60,000	40,000	(5)(6)	15,000	14,300	13,700	12,000	9100	5700	
<b>Bolting Materials</b>												
SB-211	GS11A	T6	42,000	35,000	(5)	8400	8200	7900	7500	6300	4900	
		T6 welded	24,000*	...	...	4800	4700	4600	4400	4000	3400	
SB-211	CG42A	T4	62,000	40,000	(7)	10,000	9700	9400	9000	7800	6200	
SB-211	CS41A	T6	65,000	55,000	(7)	13,000	12,200	11,600	10,400	7200	4400	

Maximum Allowable Stress Values in Tension for Nonferrous Metals, in Pounds per Square Inch (Continued)  
 Aluminum and Aluminum-alloy Products (Continued)

Specifi- cation Number	Alloy	Temper	Specified Tensile Strength, psi	Minimum Yield Strength, psi	Notes	For Metal Temperatures Not Exceeding Deg F							
						100	150	200	250	300	350	400	
Pipe and Tube													
SB-274		O	14,000	5000	...	3350	3150	2900	2700	2400	2100	1800	
SB-274	} M1A and Clad {	H112	14,500	6000	(1)	3600	3250	3000	2800	2500	2200	1900	
SB-234		H14	20,000	17,000	(1)	5000	4850	4700	4400	4000	3500	3100	
SB-274		H18	27,000	24,000	(1)	6750	6400	6050	5700	5250	4400	3500	
SB-274	} M1A {	T42	17,000	10,000	(5)	4250	4200	4200	4150	4050	3300	2100	
SB-274		GS10A	T5	22,000	16,000	(5)	5500	5100	4900	4600	4150	3300	2100
		T6	32,000	25,000	(5)	8000	7600	7200	6550	4800	3300	2100	
SB-274		GS11A	T4	26,000	16,000	(5)	6500	6200	6000	5800	5600	4900	3500
SB-234	} T6 {	T6	38,000	35,000	(5)	9500	9200	9000	8500	7200	5600	4000	
SB-274		T6 welded	24,000*	...	...	6000	5900	5700	5400	5000	4200	3200	
Forgings													
SB-247	M1A	F	14,000	5000	...	3350	3150	2900	2700	2400	2100	1800	
SB-247	} CS41A {	T4	55,000	30,000	(5)	13,800	12,800	12,000	11,000	10,200	5750	3900	
		T6	65,000	55,000	(5)	16,200	15,200	14,400	14,000	11,300	5750	3900	
SB-247	} GS11A {	T6	38,000	35,000	(5)	9500	9200	9000	8500	7200	5600	4000	
		T6 welded	24,000*	...	...	6000	5900	5700	5400	5000	4200	3200	
SB-247	GS11B	T6	36,000	30,000	(5)	9000	8400	7900	7300	6100	4700	3200	

\* Strength of full-section tensile specimen required to qualify welding procedures.

Notes:

- (1) For welded construction, stress values for O material shall be used.
- (2) For nominal thicknesses not greater than 0.500 in., the stress values for H14 material may be used; for nominal thicknesses of 0.501 to 1.000 in., the values for H12 material may be used; for thicker material the values listed shall be used.
- (3) For nominal thicknesses not greater than 2.000 in.; for thicker material the stress values for O material shall be used.
- (4) For nominal thicknesses not greater than 0.500 in., the stress values for H12 material may be used; for thicker material the values listed shall be used.
- (5) The stress values given for this material are not applicable when either welding or thermal cutting are employed.
- (6) For nominal thicknesses not less than 0.25 in.







Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension  
For Metal Temperatures

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	-20 to						
						100	200	300	400	500	600	650
<b>Forgings</b>												
SA-182	F6	410	13 Cr	85,000	...	21,250	20,400	19,750	19,000	18,500	18,100	17,900
SA-182	F304	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-182	F304	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-182	F321	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-182	F347	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-182	F316	316	18 Cr-8 Ni-3 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-182	F310	310	25 Cr-20 Ni	95,000	...	23,750	23,750	23,750	23,200	22,400	21,500	20,850
SA-336	F6	410	13 Cr	75,000	...	18,750	18,100	17,500	16,900	16,400	16,000	15,700
SA-336	F8	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-336	F8	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-336	F8t	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-336	F8c	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-336	F8m	316	18 Cr-8 Ni-3 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-336	F25	310	25 Cr-20 Ni	95,000	...	23,750	23,750	23,750	23,200	22,400	21,500	20,850
<b>Castings</b>												
SA-351	CA15	...	13 Cr-½ Mo	90,000	(6)	22,500	22,500	22,500	22,500	22,500	22,000	21,600
SA-351	CF8	...	18 Cr-8 Ni	70,000	(1)(6)	17,500	16,500	15,600	15,000	14,600	14,350	14,200
SA-351	CF8	...	18 Cr-8 Ni	70,000	(6)	17,500	15,700	14,250	13,100	12,200	11,700	11,500
SA-351	CF8M	...	18 Cr-9 Ni-2½ Mo	70,000	(1)(6)	17,500	16,900	16,500	16,400	16,350	16,300	16,250
SA-351	CF8M	...	18 Cr-9 Ni-2½ Mo	70,000	(6)	17,500	16,900	16,500	16,300	15,900	15,350	15,000
SA-351	CF8C	...	18 Cr-9 Ni-Cb	70,000	(1)(6)	17,500	17,100	16,600	16,100	15,500	14,700	14,200
SA-351	CF8C	...	18 Cr-9 Ni-Cb	70,000	(6)	17,500	17,000	15,600	14,200	13,000	12,200	11,900
SA-351	CH20	...	25 Cr-13 Ni	70,000	(6)	17,500	16,100	15,150	14,600	14,550	14,450	14,400
SA-351	CK20	...	25 Cr-20 Ni	65,000	(6)	16,250	15,300	14,900	14,600	14,550	14,450	14,400
<b>Boltings</b>												
SA-193	B6	416	13 Cr	...	(5)	20,000	19,300	18,700	18,300	17,850	17,000	16,500
SA-193	B8t	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	(5)(7)	15,000	15,000	13,600	12,650	12,200	11,900	11,850
SA-193	B8c	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	(5)(7)	15,000	15,000	13,600	12,650	12,200	11,900	11,850
SA-193	B8	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(5)(7)	15,000	13,300	12,000	10,900	10,000	9,300	8,950
SA-193	B8F	303	18 Cr-8 Ni	75,000	(5)(7)	15,000	...	...	...	...	...	...
SA-320	(8 grades)	...	...	...	(5)(7)(8)	...	...	...	...	...	...	...

Notes: The stress values in this table may be interpolated to determine values for intermediate temperatures.

All stress values in shear are 0.80 times the values in the above table.

All stress values in bearing are 1.60 times the values in the above table.

(1) At temperatures of from 200 F through 1050 F these stress values meet all criteria specified for establishing stress values, except that they exceed 62½% but do not exceed 90% of the yield strength at temperature. They may be used where slightly greater deformation is not objectionable.

(2) These stress values at temperatures of 1050 F and above should be used only when assurance is provided that the steel has a predominant grain size not finer than ASTM No. 6.

(3) These stress values shall be considered basic values to be used when no effort is made to control or check the grain size of the steel.

for High-alloy Steel, in Pounds per Square Inch (Continued)  
Not Exceeding Deg F

700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500
17,500	17,050	16,300	14,000	11,000	8800	6400	4400	2900	1750	1000						
14,800	14,700	14,550	14,300	14,000	13,400	12,500	10,000	7500	5750	4300	3250	2450	1800	1400	1000	750
10,800	10,400	10,000	9700	9400	9100	8800	8500	8200	7900	7600	7300	7000	6700	6400	6100	5800
14,800	14,700	14,550	14,300	14,100	13,850	13,500	13,100	12,500	8000	5000	3600	2700	2000	1550	1200	1000
14,800	14,700	14,550	14,300	14,100	13,850	13,500	13,100	12,500	8000	5000	3600	2700	2000	1550	1200	1000
17,000	16,900	16,750	16,500	16,000	15,100	14,000	12,200	10,400	8500	6800	5300	4000	3000	2350	1850	1500
20,000	18,500	17,000	15,500	14,000	12,500	11,000	9750	8500	7250	6000	4750	3500	2350	1600	1100	750
15,400	15,100	14,650	14,000	11,000	8800	6400	4400	2900	1750	1000						
14,800	14,700	14,550	14,300	14,000	13,400	12,500	10,000	7500	5750	4500	3250	2450	1800	1400	1000	750
10,800	10,400	10,000	9700	9400	9100	8800	8500	8200	7900	7600	7300	7000	6700	6400	6100	5800
14,800	14,700	14,550	14,300	14,100	13,850	13,500	13,100	12,500	8000	5000	3600	2700	2000	1550	1200	1000
14,800	14,700	14,550	14,300	14,100	13,850	13,500	13,100	12,500	8000	5000	3600	2700	2000	1550	1200	1000
17,000	16,900	16,750	16,500	16,000	15,100	14,000	12,200	10,400	8500	6800	5300	4000	3000	2350	1850	1500
20,000	18,500	17,000	15,500	14,000	12,500	11,000	9750	8500	7250	6000	4750	3500	2350	1600	1100	750
20,700	19,600	18,300	16,000	11,000	7600	5000	3300	2200	1500	1000						
14,050	13,850	13,600	13,350	13,000	12,600	12,100	9600	7500	5750	4500	3250	2450	1800	1400	1000	750
11,300	11,100	10,900	10,650	10,400	10,100	9850	9600	9300	9000	8700	8400	8100	7800	7500	7200	6900
16,200	16,100	15,900	15,500	15,000	13,500	12,000	10,600	9400	8000	6800	5300	4000	3000	2350	1850	1500
14,700	14,350	14,000	13,500	13,000	12,350	11,700	10,600	9400	8000	6800	5300	4000	3000	2350	1850	1500
13,700	13,300	12,900	12,600	12,300	11,900	11,600	11,200	10,800	8000	5000	3600	2700	2000	1550	1200	1000
11,700	11,600	11,500	11,350	11,200	11,100	11,000	10,900	10,800	8000	5000	3600	2700	2000	1550	1200	1000
14,350	14,300	14,150	13,900	13,500	12,500	10,500	8500	6500	5000	3800	2900	2300	1750	1300	900	750
14,350	14,300	14,150	13,900	13,500	12,500	11,000	9750	8500	7250	6000	4750	3500	2350	1600	1100	750
15,750	14,900	13,800	12,500	11,000												
11,800	11,750	11,650	11,450	11,300	11,100	10,800	10,500	10,000	8000	5000	3600	2700	2000	1550	1200	1000
11,800	11,750	11,650	11,450	11,300	11,100	10,800	10,500	10,000	8000	5000	3600	2700	2000	1550	1200	1000
8650	8300	8000	7750	7500	7250	7050	6800	6300	5750	4500	3250	2450	1800	1400	1000	750

- (4) These stress values are the basic values multiplied by a joint-efficiency factor of 0.85.
- (5) These stress values are established from a consideration of strength only and will be satisfactory for average service. For bolted joints where freedom from leakage over a long period of time without retightening is required, lower stress values may be necessary as determined from the flexibility of the flange and bolts and corresponding relaxation properties.
- (6) To these stress values a quality factor shall be applied (see ASME code).
- (7) These stress values permitted for material that has been carbide-solution treated.
- (8) For temperatures below 100 F, stress values equal to 20% of the specified minimum tensile strength will be permitted.
- (9) This steel may be expected to develop embrittlement at room temperature after service at temperatures above 800 F; consequently, its use at higher temperatures is not recommended unless due caution is observed.

## APÉNDICE D ACCESORIOS PARA PAREDES DE RECIPIENTES.

### PLACAS COMERCIALES.

La anchura de las placas comerciales son las siguientes:

4 pies.

6 pies.

8 pies.

10 pies.

12 pies.

Los anchos de las placas más comunes en el comercio son de 6 pies y 8 pies.

### ESPESORES DE CABEZALES TORIESFÉRICOS. (Ref. 7)

Dimensions of Flanged and Standard  
Dished Heads  
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) <i>t</i>	Standard Straight Flange (in.) <i>sf</i>	Inside-corner Radius (in.) <i>icr</i>
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -2	$\frac{9}{16}$
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -2 $\frac{1}{2}$	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{5}{16}$
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{1}{8}$
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{16}$
$\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$
$\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{7}{8}$
$\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
$\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4	$2\frac{5}{8}$
1	$1\frac{1}{2}$ -4	3
$1\frac{1}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{8}$
$1\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{4}$
$1\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{8}$
$1\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{2}$
$1\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{7}{8}$
$1\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$5\frac{1}{4}$
$1\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$5\frac{3}{8}$
2	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	6
$2\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$6\frac{3}{4}$
$2\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$7\frac{1}{2}$
$2\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$8\frac{1}{4}$
3	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	9

# BOQUILLAS. (Ref. 7)

Shell Nozzle Dimensions in Inches as a Function of Nozzle Size, Recommended by API Standard 12C—  
Use with Item 2 and Fig. 3.14

(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Size of Nozzle	2 OD of Pipe	3 Flanged Nozzle. Minimum Pipe-wall Thickness† <i>n</i>	4 Diameter of Hole in Reinforcing Plate <i>D<sub>R</sub></i>	5 Length of Side of Reinforcing Plate <i>L</i>	6 Width of Reinforcing Plate <i>W</i>	7 Distance, Shell to Flange Face, Outside, <i>J</i>	8 Distance, Shell to Flange Face, Inside, <i>K</i>	9 Distance from Bottom of Tank to Center of Nozzle	
								Regular Type <i>H</i>	Low Type <i>C</i>
20	20	See item 2, col. 2	20½	13	52½	10	8	24	21½
18	18		18¾	39	47¾	10	8	22	19½
16	16		16¾	35	42¾	10	8	20	17½
14	14		14¾	31	38	10	8	18	15½
12	12¾	0.50	12¾	28½	35	10	8	17	14½
10	10¾	0.50	10¾	24½	30½	10	8	15	12½
8	8¾	0.50	8¾	20¼	25	8	6	13	10½
6	6¾	0.432	6¾	16¼	20¼	8	6	11	8½
4	4½	0.337	4½	12	15½	6	6	9	6
3	3½	0.300	3½	10	12¾	6	6	8	5
2*	2¾	0.218	2¾	8	10	6	6	7	3½
1½*	1.90	0.200	2	6	8	6	6	6	3
3†	4.000	Coupling	4½	10	12¾	---	---	8	5
2	2.875	Coupling	3	---	---	---	---	7	3
1½	2.200	Coupling	2¾	---	---	---	---	6	3
1	1.576	Coupling	1¾	---	---	---	---	5	3
¾	1.313	Coupling	1¾	---	---	---	---	4	3

\* Flanged nozzles 2 in. and 1½ in. in diameter do not require reinforcing plates. *D<sub>R</sub>* will be the diameter of the hole in the shell plate, and weld *A* will be as given in Appendix E, item 3, col. 7. Reinforcing plates may be used if desired.

† Screwed nozzles 3 in. in diameter require a reinforcing plate, the details for which shall be the same as shown for 3-in. flanged nozzles. Reinforcing plates may be used on the smaller fittings if desired.

‡ Extra-strong pipe, API Std. 5L, made from formed plate, electrically butt welded, may be substituted.

Shell Nozzle Dimensions in Inches as a Function of Shell Plate Thickness, Recommended by API Standard 12C—Item 1 and Fig. 3.14

(Courtesy of American Petroleum Institute)

Shell Thickness ( <i>t</i> ) and Reinforcing-plate Thickness ( <i>T</i> )*	20", 18", 16", and 14" Flanged Nozzle, Minimum Pipe-wall Thickness ( <i>n</i> )†	Diameter of Hole in Shell Plate, <i>D<sub>p</sub></i> , Equals OD of Pipe plus the Following Values		Size of Fillet Weld <i>B</i>	Size of Fillet Weld <i>A</i> for Nozzles Larger than 2"	Size of Fillet Weld <i>A</i> for Nozzles 2", 1½", 1", and ¾"
		For Max <i>D<sub>p</sub></i> Add to OD (Weld <i>A</i> in Shop)	For Min <i>D<sub>p</sub></i> Add to OD (Weld <i>A</i> in Field)			
¾	¾	¾	¾	¾	¾	¾
1	1	1	1	1	1	1
1¼	1¼	1¼	1¼	1¼	1¼	1¼
1½	1½	1½	1½	1½	1½	1½
1¾	1¾	1¾	1¾	1¾	1¾	1¾
2	2	2	2	2	2	2
2¼	2¼	2¼	2¼	2¼	2¼	2¼
2½	2½	2½	2½	2½	2½	2½
2¾	2¾	2¾	2¾	2¾	2¾	2¾
3	3	3	3	3	3	3
3¼	3¼	3¼	3¼	3¼	3¼	3¼
3½	3½	3½	3½	3½	3½	3½
3¾	3¾	3¾	3¾	3¾	3¾	3¾
4	4	4	4	4	4	4
4¼	4¼	4¼	4¼	4¼	4¼	4¼
4½	4½	4½	4½	4½	4½	4½
4¾	4¾	4¾	4¾	4¾	4¾	4¾
5	5	5	5	5	5	5
5¼	5¼	5¼	5¼	5¼	5¼	5¼
5½	5½	5½	5½	5½	5½	5½
5¾	5¾	5¾	5¾	5¾	5¾	5¾
6	6	6	6	6	6	6
6¼	6¼	6¼	6¼	6¼	6¼	6¼
6½	6½	6½	6½	6½	6½	6½
6¾	6¾	6¾	6¾	6¾	6¾	6¾
7	7	7	7	7	7	7
7¼	7¼	7¼	7¼	7¼	7¼	7¼
7½	7½	7½	7½	7½	7½	7½
7¾	7¾	7¾	7¾	7¾	7¾	7¾
8	8	8	8	8	8	8
8¼	8¼	8¼	8¼	8¼	8¼	8¼
8½	8½	8½	8½	8½	8½	8½
8¾	8¾	8¾	8¾	8¾	8¾	8¾
9	9	9	9	9	9	9
9¼	9¼	9¼	9¼	9¼	9¼	9¼
9½	9½	9½	9½	9½	9½	9½
9¾	9¾	9¾	9¾	9¾	9¾	9¾
10	10	10	10	10	10	10
10¼	10¼	10¼	10¼	10¼	10¼	10¼
10½	10½	10½	10½	10½	10½	10½
10¾	10¾	10¾	10¾	10¾	10¾	10¾
11	11	11	11	11	11	11
11¼	11¼	11¼	11¼	11¼	11¼	11¼
11½	11½	11½	11½	11½	11½	11½
11¾	11¾	11¾	11¾	11¾	11¾	11¾
12	12	12	12	12	12	12
12¼	12¼	12¼	12¼	12¼	12¼	12¼
12½	12½	12½	12½	12½	12½	12½
12¾	12¾	12¾	12¾	12¾	12¾	12¾
13	13	13	13	13	13	13
13¼	13¼	13¼	13¼	13¼	13¼	13¼
13½	13½	13½	13½	13½	13½	13½
13¾	13¾	13¾	13¾	13¾	13¾	13¾
14	14	14	14	14	14	14
14¼	14¼	14¼	14¼	14¼	14¼	14¼
14½	14½	14½	14½	14½	14½	14½
14¾	14¾	14¾	14¾	14¾	14¾	14¾
15	15	15	15	15	15	15
15¼	15¼	15¼	15¼	15¼	15¼	15¼
15½	15½	15½	15½	15½	15½	15½
15¾	15¾	15¾	15¾	15¾	15¾	15¾
16	16	16	16	16	16	16
16¼	16¼	16¼	16¼	16¼	16¼	16¼
16½	16½	16½	16½	16½	16½	16½
16¾	16¾	16¾	16¾	16¾	16¾	16¾
17	17	17	17	17	17	17
17¼	17¼	17¼	17¼	17¼	17¼	17¼
17½	17½	17½	17½	17½	17½	17½
17¾	17¾	17¾	17¾	17¾	17¾	17¾
18	18	18	18	18	18	18
18¼	18¼	18¼	18¼	18¼	18¼	18¼
18½	18½	18½	18½	18½	18½	18½
18¾	18¾	18¾	18¾	18¾	18¾	18¾
19	19	19	19	19	19	19
19¼	19¼	19¼	19¼	19¼	19¼	19¼
19½	19½	19½	19½	19½	19½	19½
19¾	19¾	19¾	19¾	19¾	19¾	19¾
20	20	20	20	20	20	20

\* If a thicker shell plate is used than is required for the hydrostatic loading, the excess shell-plate thickness may be considered as reinforcement, and the thickness of reinforcing plate (*T*) decreased accordingly.

† Based on API Std. 5L for pipe of ½-in. wall thickness; for pipe of over ½-in. wall thickness, use ASTM A-53, A-135, or A-139 of latest issue. Pipe made from formed plate, electrically butt welded, may be substituted for any of the above-mentioned pipe sections.

# REGISTRO DE HOMBRES. (Ref. 7)

Dimensions in Inches for 20-in. Shell Manhole, Recommended by API Standard 12 C—See Item 3 and Fig. 3.15  
(Courtesy of American Petroleum Institute)

Shell Thickness and Manhole Attachment Flange Thickness <i>t, T</i>	Size of Fillet		Approx. Radius (Applies to Formed Type Only) <i>R</i>	Length of Side <i>L</i>	Width of Reinforcing Plate <i>W</i>	Max Diam of Hole in Shell* <i>D<sub>s</sub></i>	Inside Diam of Man-hole Frame		Diam of Bolt Circle <i>D<sub>b</sub></i>	Diam of Cover Plate <i>D<sub>c</sub></i>
	Weld A	Weld B					Min ID	Max ID		
3/8	3/8	3/8	3/8	45 1/4	54 1/4	24 1/2	20	22 3/8	26 1/2	28 3/4
1/2	3/8	3/8	3/8	45 1/4	54 1/4	24 1/2	20	22 3/8	26 1/2	28 3/4
5/8	3/8	3/8	3/8	45 1/4	54	24 1/2	20	22 3/8	26 1/2	28 3/4
3/4	3/8	3/8	3/8	45 1/4	54	24 1/2	20	22 3/8	26 1/2	28 3/4
7/8	3/8	3/8	3/8	45	53 1/2	24 3/4	20	22 1/4	26 1/2	28 3/4
1	3/8	3/8	3/8	45	53 1/2	24 3/4	20	22	26 1/2	28 3/4
1 1/8	3/4	3/8	3/8	45	53 1/2	25	20	21 3/4	26 1/2	28 3/4
1 1/4	3/4	3/8	3/8	45	53 1/2	25 1/4	20	21 3/4	26 1/2	28 3/4
1 1/2	3/4	3/8	3/8	44	52	25 1/2	20	21 3/8	26 1/2	28 3/4
1 3/4	3/4	3/8	3/8	44	51 3/4	25 1/2	20	21 1/2	26 1/2	28 3/4
2	3/4	3/8	3/8	44	51 3/4	25 1/2	20	21 3/8	26 1/2	28 3/4
2 1/8	3/4	3/8	3/8	44	51 3/4	26	20	21 1/4	26 1/2	28 3/4
2 1/4	3/4	3/8	3/8	43 1/2	51	26	20	21 1/2	26 1/2	28 3/4
2 1/2	3/4	1	1	43 1/2	50 3/4	26 1/4	20	20	26 1/2	28 3/4
2 3/4	3/4	1 1/8	1	43 1/2	50 3/4	26 1/2	20	20 3/4	26 1/2	28 3/4
3	3/4	1 1/8	1	43	50	26 1/2	20	20 3/4	26 1/2	28 3/4
3 1/8	3/4	1 1/8	1	43	50	26 1/2	20	20 3/4	26 1/2	28 3/4
3 1/4	3/4	1 1/8	1	42 1/2	49	26 3/4	20	20 1/2	26 1/2	28 3/4
3 1/2	3/4	1 1/8	1	42 1/2	49	27	20	20 3/8	26 1/2	28 3/4
3 3/4	3/4	1 1/8	1	42 1/2	49	27	20	20 3/8	26 1/2	28 3/4
4	3/4	1 1/8	1	42 1/2	49	27	20	20 3/8	26 1/2	28 3/4
4 1/8	3/4	1 1/8	1	42 1/2	49	27	20	20 3/8	26 1/2	28 3/4
4 1/4	3/4	1 1/8	1	42 1/2	49	27	20	20 3/8	26 1/2	28 3/4
4 1/2	3/4	1 1/8	1	42 1/2	49	27	20	20 3/8	26 1/2	28 3/4

\* Hole in shell may be oval, with horizontal major diameter of 29 in., where necessary for removal of rigid scaffold brackets.

Dimensions in Inches for 24-in. Shell Manhole, Recommended by API Standard 12 C—See Item 3 and Fig. 3.15  
(Courtesy of American Petroleum Institute)

Shell Thickness and Manhole Attachment Flange Thickness <i>t, T</i>	Size of Fillet		Approx. Radius (Applies to Formed Type Only) <i>R</i>	Length of Side <i>L</i>	Width of Reinforcing Plate <i>W</i>	Max Diam of Hole in Shell <i>D<sub>s</sub></i>	Inside Diam of Man-hole Frame		Diam of Bolt Circle <i>D<sub>b</sub></i>	Diam of Cover Plate <i>D<sub>c</sub></i>
	Weld A	Weld B					Min ID	Max ID		
3/8	3/8	3/8	3/8	53 3/4	64 1/4	28 1/2	24	26 3/8	30 1/2	32 3/4
1/2	3/8	3/8	3/8	53 1/2	64	28 1/2	24	26 1/2	30 1/2	32 3/4
5/8	3/8	3/8	3/8	53 1/2	64	28 1/2	24	26 3/8	30 1/2	32 3/4
3/4	3/8	3/8	3/8	53 1/2	64	28 1/2	24	26 1/4	30 1/2	32 3/4
7/8	3/8	3/8	3/8	53	63	28 3/4	24	26 1/8	30 1/2	32 3/4
1	3/8	3/8	3/8	53	63	28 3/4	24	26	30 1/2	32 3/4
1 1/8	3/4	3/8	3/8	53	63	29 1/4	24	25 3/8	30 1/2	32 3/4
1 1/4	3/4	3/8	3/8	52 3/4	62 1/2	29 1/4	24	25 3/4	30 1/2	32 3/4
1 1/2	3/4	3/8	3/8	52 3/4	62 1/2	29 1/4	24	25 3/8	30 1/2	32 3/4
1 3/4	3/4	3/8	3/8	52 3/4	62 1/2	29 3/4	24	25 3/4	30 1/2	32 3/4
2	3/4	3/8	3/8	52 1/2	62	29 3/4	24	25 3/8	30 1/2	32 3/4
2 1/8	3/4	3/8	3/8	52 1/2	61 3/4	30 1/4	24	25 1/4	30 1/2	32 3/4
2 1/4	3/4	3/8	3/8	52	61	30 1/4	24	25 1/8	30 1/2	32 3/4
2 1/2	3/4	3/8	3/8	52	61	30 1/4	24	25	30 1/2	32 3/4
2 3/4	3/4	3/8	3/8	51 1/2	60	30 1/2	24	24 3/4	30 1/2	32 3/4
3	3/4	3/8	3/8	51 1/2	60	30 1/2	24	24 3/8	30 1/2	32 3/4
3 1/8	3/4	3/8	3/8	51 1/2	60	30 1/2	24	24 3/8	30 1/2	32 3/4
3 1/4	3/4	3/8	3/8	50 1/2	58 3/4	30 3/4	24	24 3/4	30 1/2	32 3/4
3 1/2	3/4	3/8	3/8	50 1/2	58 3/4	30 3/4	24	24 3/4	30 1/2	32 3/4
3 3/4	3/4	3/8	3/8	50	58	30 3/4	24	24 1/4	30 1/2	32 3/4
4	3/4	3/8	3/8	50	58	30 3/4	24	24 1/4	30 1/2	32 3/4
4 1/8	3/4	3/8	3/8	50	58	31	24	24	30 1/2	32 3/4

The dimensions shown in col. 1 of items 4 and 5, are based on heaving the thickness of the attachment flange, *T*, and also that of the neck for a distance of at least 47 extending outward from the connecting face of the attachment flange, equal to the thickness of the tank shell, *t*. If the manhole attaches to a thicker shell plate than is required for the hydrostatic loading, the excess shell-plate thickness may be considered as reinforcement, and the thickness, *T*, of the manhole attachment flange may be decreased accordingly. The entire neck or portions of the neck may be thinner than the attachment flange, provided there is sufficient reinforcement furnished otherwise; however, the neck should not be thinner than the thickness of the shell plate or the allowable minimum finished thickness of the bolting flange, whichever is the smaller. The finished manhole bolting-flange thickness shall not be less than that of the cover plate less 1/8 in., with a minimum of 1/4 in.