



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN

**“CRITERIOS PARA SELECCIONAR RECIPIENTES DE
ALMACENAMIENTO Y SEPARADORES UTILIZADOS
EN LA INDUSTRIA DE LA REFINACIÓN”**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE :

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A :

JUAN ANTONIO MARTÍNEZ NABOR

ASESOR: I.Q PAULA ÁLVAREZ FERNÁNDEZ



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

DEDICATORIAS

A mis padres:

Juan y Natalia

Porque gracias a su cariño, guía y apoyo he llegado a realizar uno de mis anhelos más grandes de mi vida, fruto del inmenso apoyo, amor y confianza que en mi se depositó y con los cuales he logrado terminar mis estudios profesionales que constituyen el legado más grande que pudiera recibir y por lo cual les viviré eternamente agradecido. **Con cariño y respeto gracias los amo.....**

A mis hermanos:

Ana Laura, María Eugenia, Miguel Ángel, José Luis

Por su apoyo incondicional

Y por los momentos que hemos vivido juntos, espero que llegue el día en que puedan compartir conmigo este triunfo que hoy yo comparto con ustedes.....

A Elizabeth:

A mi compañera, gracias por apoyarme en los momentos más difíciles de mi vida, gracias por amarme como me amas, gracias por que este paso que doy es por ti amor mío y recuerda.

“Eres lo mejor que ha llegado a mi vida”

A Mayte Fernanda:

Mi amor más grande de mi vida, mi hija por ser la fuerza y el motor que impulsa a seguir adelante, por ti doy este paso hija mía **te amo**.

AGRADECIMIENTOS.

A la Universidad Nacional Autónoma de México:

Que muchos la critican, pero esas críticas.

La hacen la más grande.

La hacen la más honorable.

La hacen la más codiciada.

La hacen la más concurrida.

La hacen que tenga mayor nivel.

La hacen que sea la mejor de México.

A la Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán, campo 1

Gracias por la formación recibida, por permitir superarme, por brindarme la oportunidad de ser alguien, muchas gracias.

A mis profesores:

Con admiración y respeto para todos mis maestros que con sus enseñanzas, contribuyeron a mi formación.

A los profesores del departamento de Física Ing. José Frías, Ing. Ángel Rueda, Ing. Gestefeld gracias por su amistad, confianza y apoyo.

Al profesor Rubén Sanabria por su gratitud y apoyo incondicional gracias

A la profesora Paula Álvarez Fernández y al profesor Celestino Silva Escalona,
Un agradecimiento muy especial por su dedicación e interés profesional para la realización de este trabajo.

A los integrantes de mi jurado.

Mi agradecimiento por su valioso tiempo y sus conocimientos gracias.

A la Generación I.Q 29

A mis amigos Carolina Herrera, Ricardo Áreas, Víctor Guerrero, Javier López, Pedro Acevedo con quien he compartido triunfos, decepciones y también grandes momentos.

ÍNDICE

Objetivo	i
Introducción	ii

1. CAPÍTULO I. CLASIFICACIÓN DE LOS RECIPIENTES

1.1 Clasificación mecánica de los recipientes	1
1.1.1 tanque de almacenamiento	1
1.1.2 Tipos de techo.....	2
1.1.3 Tanque de proceso.....	4
1.1.4 Esferas	4
1.1.5 Reactores	5
1.2 Clasificación de los recipientes de acuerdo a su función de proceso	5
1.2.1 Recipientes separadores líquido-líquido.....	5
1.2.2 Recipientes separadores líquido-vapor.....	6
1.2.3 Recipientes separadores líquido-líquido-vapor	7
1.3 Herramientas de diseño	7
1.3.1 Códigos aplicables.....	7
1.3.2 Normas de diseño	8
1.3.3 Estándares para recipientes separadores.....	8
1.3.4 Estándares para recipientes horizontales	9
1.4 Criterios generales de recipientes de proceso.....	10
1.4.1 Criterio de tiempo de residencia.....	10
1.4.2 Criterio de tiempos de drenado y sobrealimentación	10
1.4.3 Criterio del diámetro de la gota	11
1.4.4 Criterio de velocidad de asentamiento.....	11
1.4.5 Criterio de tiempo de separación líquido-líquido.....	11
1.4.6 Criterio de la altura de separación líquido-líquido	12
1.4.7 Criterio de velocidad del vapor	12
1.4.8 Criterio del área para la separación del vapor	12
1.4.9 Criterio de relación de flujos vapor/líquido.....	13
1.4.10 Criterio de niveles de líquido.....	13
1.4.11 Criterio de la relación L/D.....	15
1.4.12 Criterio del diámetro.....	15
1.4.13 Criterio para determinar la longitud	16
1.4.14 Criterios para fijar las dimensiones finales del recipiente	16
1.5 Criterios de selección de materiales	17
1.6 Criterios del espesor del cuerpo del recipiente	18
1.7 Criterios de selección de cabezales	19
1.8 Criterios de dimensionamiento de tanques de almacenamiento horizontal.....	21
1.9 Criterios de dimensionamiento de tanques de almacenamiento vertical	28

2. CAPÍTULO II. PRINCIPIOS DE SEPARACIÓN

2.1 Principios de separación básica	26
2.2 Momentums	26
2.3 Sedimentación por fuerza de gravedad.....	26
2.4 Coalescencia	28
2.5 Partes de un separador	29
2.6 Servicios de los recipientes separadores.....	30

3. CAPÍTULO III. SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO

3.1 Recipientes separadores líquido-líquido	32
3.2 Criterios de dimensionamiento de separadores líquido-líquido	33
3.3 Criterios de dimensionamiento del separador horizontal con bota para líquido pesado.....	35
3.4 Criterios de dimensionamiento del separador horizontal con mampara.....	47

4. CAPÍTULO IV. SEPARADORES LÍQUIDO-VAPOR

4.1 Recipientes separadores líquido-vapor.....	40
4.1.1 Clasificación de los separadores líquido-vapor	40
4.1.2 Separador horizontal.....	40
4.1.3 Separador vertical	41
4.1.4 Separadores esféricos	43
4.2 Criterios de dimensionamiento del separador vertical.	44
4.3 Criterios de dimensionamiento del separador horizontal.	47

5. CAPÍTULO V. SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO -VAPOR

5.1 Recipientes separadores líquido-líquido-vapor.	50
5.2 Selección de separadores líquido-líquido-vapor.....	50
5.3 Criterios de dimensionamiento del separador vertical	53
5.4 Criterios de dimensionamiento del separador horizontal	55
5.5 Criterios de dimensionamiento del separador horizontal con bota para líquido pesado.....	59
5.6 Criterios de dimensionamiento del separador horizontal con mampara.....	62
5.7 Criterios de dimensionamiento del separador horizontal con cubo y mampara.....	65
Conclusiones.....	68
Bibliografía.....	69
Nomenclatura.....	71
Hoja de datos de equipo.....	73
Anexo A.	81
Anexo B.....	89

OBJETIVO.

- ◆ El presente trabajo tiene la finalidad de proporcionar los criterios para seleccionar recipientes de almacenamiento y separadores utilizados en la industria de la refinación, para dicho propósito se incluyen las herramientas básicas de diseño.

INTRODUCCIÓN.

El hombre en su afán de lograr mejores condiciones de vida ha usado constantemente su ingenio durante su larga historia, para lograr tal objetivo, mucho lo ha debido al uso de los metales que ahora forman parte de nuestra vida cotidiana, hemos creado una dependencia tal que sería imposible hablar del desarrollo y avance de la civilización moderna sin el uso de metales y aleaciones.

En la industria de los recipientes el termino tanque se refiere a un contenedor para líquidos o sólidos para soportar presiones cercanas a la atmosférica, mientras que el termino recipiente se refiere a un contenedor para líquidos y/o gases que pueden soportar presiones internas y externas que excedan la atmosférica, en la industria de los recipientes tenemos aplicaciones como: tanques acumuladores, tanques de almacenamiento, separadores, evaporadores, cristalizadores, torres, intercambiadores de calor.

Los recipientes presentan diferentes formas pueden ser esféricos o cilíndricos según el criterio de selección de la presión a la cual opere el recipiente o bien si tenemos varias opciones se eligiera aquella que presente un menor costo, sin embargo los componentes de seguridad no se anteponen a los económicos para garantizar la integridad del personal que labore en la planta.

Este trabajo tiene la finalidad de proporcionar los criterios generales de recipientes de proceso como: tiempo de residencia, tamaño de la gota, velocidad de asentamiento, tiempo de separación líquido-líquido, velocidad de vapor, área para la separación de vapor, altura de separación líquido-líquido, niveles de líquido, alarmas de nivel, relación optima L/D, diámetro, longitud, espesor del cuerpo del recipiente, selección de cabezales, selección de materiales.

Este trabajo también proporciona las herramientas de diseño como códigos aplicables, normas de diseño ASME, estándares estipulados para separadores horizontales y verticales, con opciones como recipiente vertical con bota, mampara que no solo facilitan el control de flujos si no el costo del recipiente, así como las herramientas dimensionamiento de tanques de almacenamiento vertical y horizontal.

Con toda esta información se pueden diseñar tanques de almacenamiento y separadores para diferentes servicios y condiciones de operación para que el diseñador tenga un panorama más amplio para poder tomar una decisión de qué tipo de tanque de almacenamiento o separador es más conveniente para las necesidades de su empresa.

La ingeniería de recipientes ha llegado una necesidad especial en la cual convergen varios conocimientos que son afines a las distintas ramas de la ingeniería como son materiales, corrosión, hidráulica, química.

Existe una gran variedad de tanques y estos son seleccionados de acuerdo a las necesidades de la planta y los tipos de recipientes más usados son cerrados o abiertos. Un recipiente a presión es un recipiente que contienen un fluido a presión las calderas, torres para agua, extintores contra incendio, tuberías etc. La presión del fluido en un recipiente cerrado produce esfuerzos de tensión en las paredes del recipiente.

1.1 Clasificación mecánica de los recipientes. (Ref. 24)

Los recipientes pueden ser clasificados desde diversos puntos de vista como son: posición, uso en el proceso, presión de trabajo, forma y tipo de tapas, tamaño etc. La clasificación que se aplica a los recipientes está basada en dos aspectos generales diferentes como:

- ◆ Diseño mecánico.
- ◆ Función en el proceso.

En la industria de procesos industriales los recipientes cerrados manejan fluidos tales como combustibles tóxicos, gases, productos derivados del petróleo que requieran el uso de recipientes cerrados los cuales a su vez se dividen en tanques de almacenamiento, tanque de proceso, esferas y reactores.

1.1.1 tanque de almacenamiento. (Ref. 23)

Este tipo de recipientes es utilizado dependiendo de las operaciones en la industria tales como producción, tratamiento, refrigerante, transporte, refinación, distribución y reservas, de acuerdo a la Fig.1.1 Se utilizan para proporcionar una capacidad de almacenamiento para las corrientes que así lo requieren asegurando un flujo continuo para la corriente durante un tiempo determinado conocido como tiempo de residencia. Los recipientes de almacenamiento pueden ser verticales u horizontales no existiendo ventajas operacionales que puedan definir la posición, los recipientes operados a presión atmosférica son verticales debido a la facilidad de construcción y bajo costo, ya que se recomiendan relaciones L/D bastante grandes y además como la capacidad de estos recipientes es elevada, se necesitan tanques demasiados largos y con altos costos para su cimentación y plataformas.

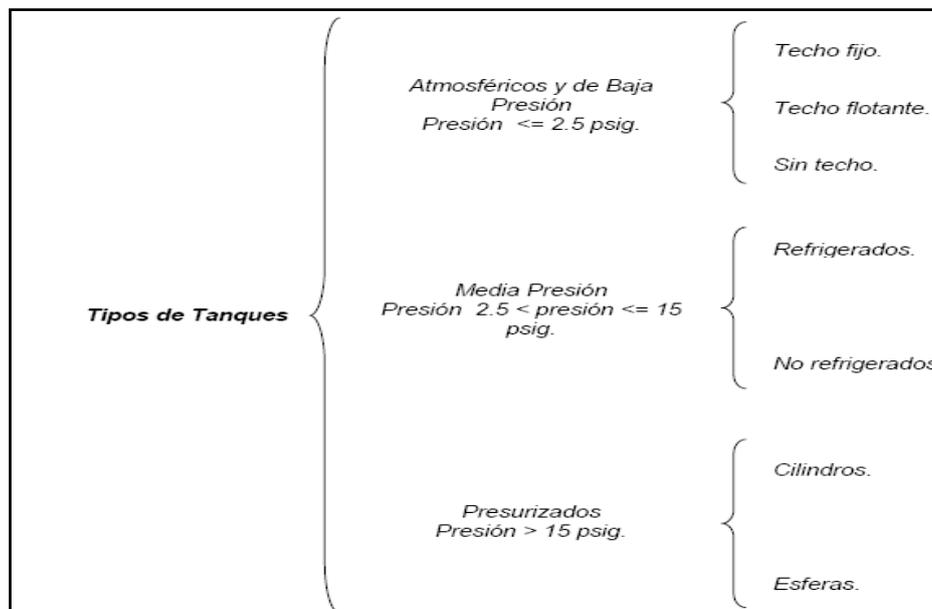


Fig.1.1 Tipos de tanques. (Ref.24)

1.1.2 Tipos de techo. (Ref. 4)

De acuerdo al **API 650** clasificaremos los tanques de acuerdo al tipo de techo (ver la fig. 1.2) lo que nos proporcionara el servicio adecuado.

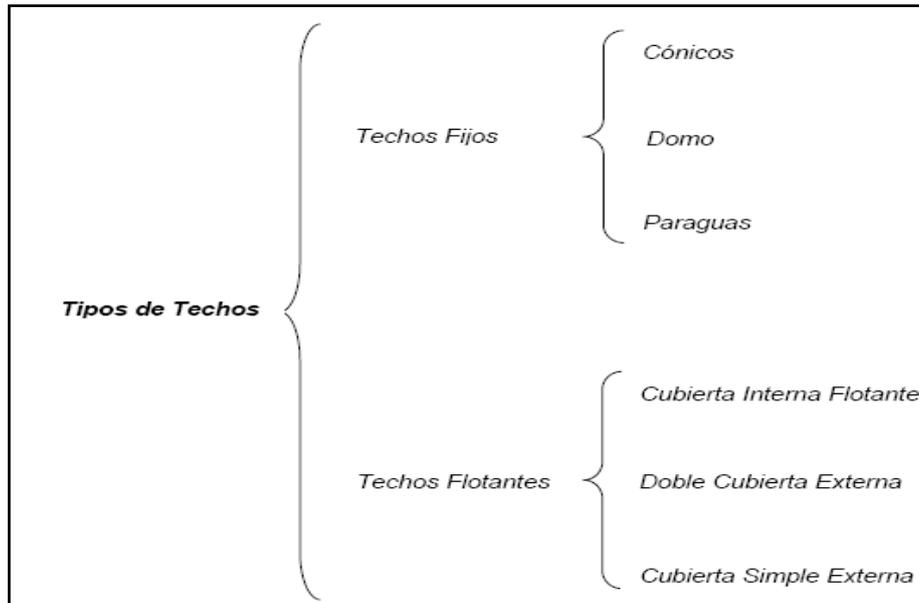


Fig.1.2 Tipos de techos. (Ref.11)

Los Tanques de techo fijo (fig. 1.3) se emplean para contener productos no volátiles o de bajo contenido de ligeros (no inflamables) como el agua, diesel, asfalto, petróleo crudo. Debido que al disminuir la columna del fluido se va generando una cámara de aire que facilita la evaporación del fluido lo cual es altamente peligroso, dentro de los techos fijos tenemos:

- ◆ Techos soportados.

Requieren de estructura interna debido a su diámetro y a la pendiente de estructura del techo que hace más compleja conforme se incrementa el diámetro del tanque debido a que se requiere diseñar elementos más críticos de la estructura.

- ◆ Techos autoportados.

No requieren de estructura interna debido a que en su diseño se considera el espesor de la placa del techo así como el ángulo formado entre el techo y la horizontal.



Fig.1.3 Tanques de almacenamiento de techo fijo. (Ref.32)

◆ Techo flotante

Los Tanques de techo flotante (ver la fig. 1.4) se utilizan para almacenar productos con alto contenido de volátiles alcohol, combustibles, gasolinas. Su objetivo de este tipo de tanque es reducir el mínimo de evaporación ya sea mantenimiento constante o eliminando el espacio de vapor por encima del líquido almacenado, la envolvente y el fondo de este tipo de tanque se diseñan y se construyen similar a un techo cónico.



Fig.1.4 Tanques de almacenamiento de techo flotante. (Ref.32)

1.1.3 Tanque de proceso.

Se requieren en todas las plantas químicas y petroquímicas y de refinación con el fin de llevar a cabo algunos de los derivados del petróleo su configuración es cilíndrica, verticales, horizontales (ver la fig. 1.5) tiene las tapas abombadas las cuales pueden ser toriésfericas, elípticas y hemisférica.



Fig.1.5 Recipientes de proceso vertical. (Ref. 31)

1.1.4 Esferas

Normalmente se usan para el almacenamiento de grandes volúmenes de fluidos bajo presiones moderadas (ver la fig. 1.6) entre 2.1 psía y 17 psia principalmente a gases a temperatura y presiones moderadas tales como: gas natural, butano, isobutíleno, hidrógeno productos petroquímicos. Las compañías de químicas de gomas, pulpas y papel han encontrado en las esferas a presión presentan grandes ventajas en el almacenamiento de: anhídridos de amoníaco, butadieno y ácidos volátiles.

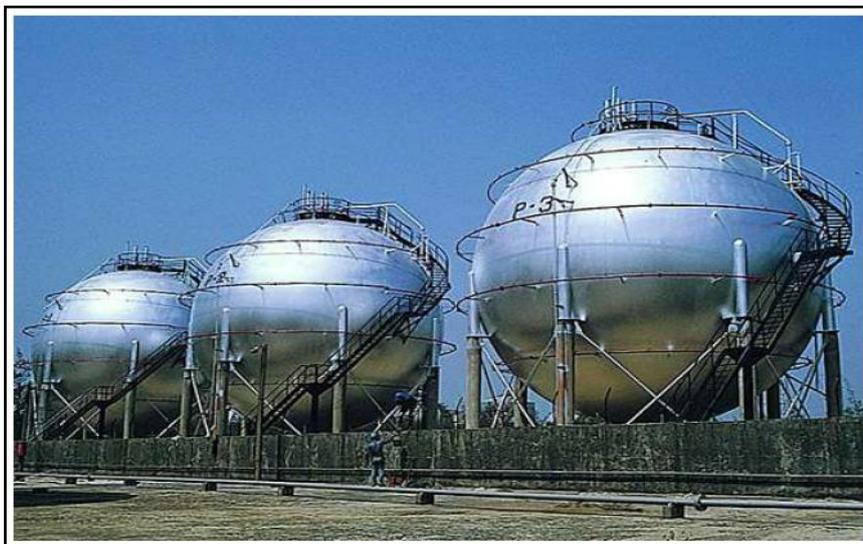


Fig.1.6 Recipientes esféricos a presión. (Ref.32)

1.1.5 Reactores.

Una de las características de los reactores son grandes espesores de pared que son diseñados debido a las altas temperaturas que presentan durante la descomposición de las estructuras moleculares de las sustancias y su configuración pueden ser cualquiera de las variantes de un tanque de proceso (ver la fig. 1.7)



Fig.1.7 Reactor. (Ref. 32)

1.2 Clasificación de los recipientes de acuerdo a su función de proceso

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

- ◆ Recipientes separadores líquido-líquido.
- ◆ Recipientes separadores líquido-vapor.
- ◆ Recipientes separadores líquido-líquido-vapor.

1.2.1 Recipientes separadores líquido-líquido.

Este tipo de recipientes son utilizados básicamente para efectuar la separación física de las fases de una mezcla de líquidos inmiscibles ver la (fig. 1.8) la separación se efectúa bajo la influencia de la gravedad, debido a la diferencia de densidades entre los dos líquidos, las principales aplicaciones que tiene estos equipos se encuentran en los sistemas de extracción por solventes de endulzamiento de líquidos, proceso de lavado cáustico y acuoso de hidrocarburos, en sistemas de destilación donde se obtienen varias fases líquidos inmiscibles como producto.



Fig.1.8 Tanque horizontal líquido-líquido (Ref.33)

1.2.2 Recipientes separadores líquido-vapor.

La función principal de estos equipos es remover las gotas de líquido arrastradas o contenidas en la fase vapor de una corriente de alimentación al recipiente que consiste en una mezcla de L-V para entregar vapor libres de líquidas a otras unidades de proceso. Proporcionar un cierto tiempo de residencia a la fase líquida obtenida, estos recipientes pueden ser diseñados para llevar a cabo la separación de dos fases líquidas y una de vapor.

Estos recipientes pueden ser verticales u horizontales, su posición dependerá por orden de importancia de relación de flujos máxicos de vapor/líquido, cimentación, método y costo de soportes como pilares o patas, faldón, pedestal de hormigón (ver la fig. 1.9). Cuando no se tienen restricciones de espacio disponible para la colación de equipos, se preferirá la posición vertical de ser esto posible por ejemplo en una plataforma marina.

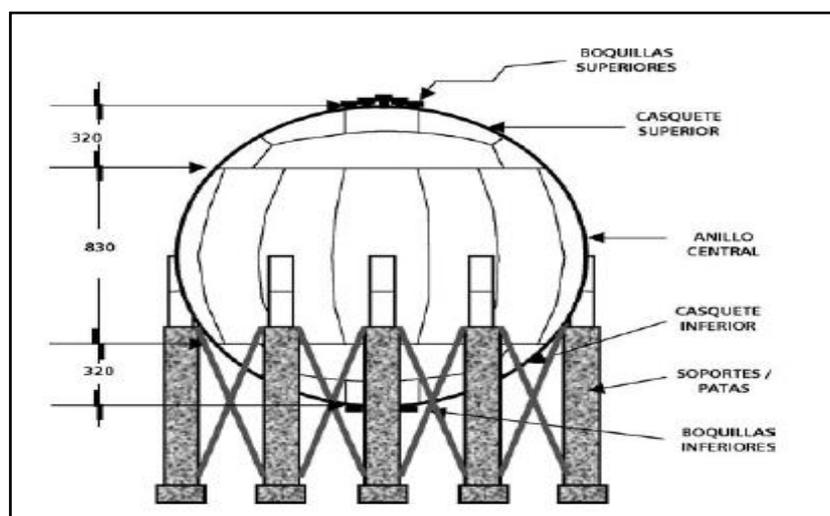


Fig.1.9 Soportes y patas. (Ref.33)

1.2.3 Recipientes separadores líquido-líquido-vapor.

Normalmente la posición de estos recipientes es horizontal cuando la cantidad de fase líquida es considerable frente a la fase vapor, estos recipientes pueden estar provistos de una pierna cuando la fase pesada se encuentra en pequeñas cantidades o un domo cuando la cantidad de fase vapor sea pequeña para proporcionar el espacio necesario para la colocación de una malla eliminadora de niebla. Cuando la fase vapor se encuentra en mayor proporción que las fases líquidas este tipo de separadores puede colocarse en posición.



Fig. 1.10 separador horizontal trifásico. (Ref. 33)

1.3 Herramientas de diseño.

Los requerimientos de entrada de diseño relacionado con el producto, incluyendo requerimientos aplicables mandatorios y regulatorios deben ser identificados, documentados y revisado su selección con el proveedor, para su educación. Los requerimientos incompletos, ambiguos o conflictivos, deben ser resueltos con aquellos responsables de establecer estos requerimientos.

1.3.1 Códigos aplicables. (Ref. 4, 5)

En EUA y en muchos otros países del mundo incluyendo el nuestro el diseño y cálculo de tanques de almacenamiento se basa en la publicación que realiza el “Instituto Americano del Petróleo “al que esta institución designa como estándar API 650 para tanques de almacenamiento a presión atmosférica, estándar API 620 para tanque de almacenamiento sometidos a presiones internas cercanas a 1 psia.

El estándar API 650 solo cubre aquellos tanques en los cuales se almacenan productos líquidos y están construidos de acero con el fondo uniformemente soportado por una cama de arena, grava, concreto, asfalto, etc. Diseñados para soportar una presión de operación atmosférica o presiones internas que no excedan peso del techo por unidad de área y una temperatura de operación no mayor a los 200 °F y no se usen para servicios de refrigeración.

Este estándar cubre el diseño y cálculo de los elementos de los constitutivos del tanque, en la lista de materiales de fabricación, se siguieren secuencio en la elección del tanque, recomendación de procedimientos de soldadura, pruebas e inspecciones.

1.3.2 Normas de diseño. (Ref. 18)

Los siguientes procedimientos son estándares para 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.

1.3.3 Estándares para recipientes separadores. (Ref. 18)

- ◆ La velocidad de vapor permisible U_G en un recipiente separador debe de ser igual a la velocidad terminal U_T calculada para diámetros de recipientes cercanos a 6 plg que tienen malla eliminadora de niebla.
- ◆ El espacio de liberación la distancia entre cualquier alimentación y la base del eliminador de niebla debe de ser igual al diámetro d_I recipiente separador de cualquier manera cuando el diámetro del recipiente es menos de 3ft La distancia entre la boquilla de alimentación y el máximo nivel del líquido debe de ser igual a la mitad del diámetro del separador o mínimo de 3 ft.
- ◆ La altura entre la malla eliminadora de niebla y donde empieza el cabezal superior debe de ser mínimo de 1 ¼ ft (ver la fig. 1.11).
- ◆ Los recipientes de 3 ft de diámetro o más deben de ser especificados con incrementos de 6 plg. El diámetro del recipiente debe de ser especificado con el diámetro interno (I.D). La altura del recipiente debe ser especificado con incrementos de 3 plg.
- ◆ Las alimentaciones deben de tener un arreglo interno para desviar el flujo hacia abajo, para recipientes de diámetro mayores de 30 plg se usara una mampara de choque pegada al tambor a la salida de la boquilla de alimentación para recipientes con diámetro de 30 plg o menos se usara un codo de 90° por boquilla.
- ◆ Los eliminadores de niebla deberán de ser especificados con 4 plg de espesores mínimo, densidad nominal de 9 lb/ft³ y de acero inoxidable, las mallas eliminadoras de niebla envueltas en espiral no son aceptables.

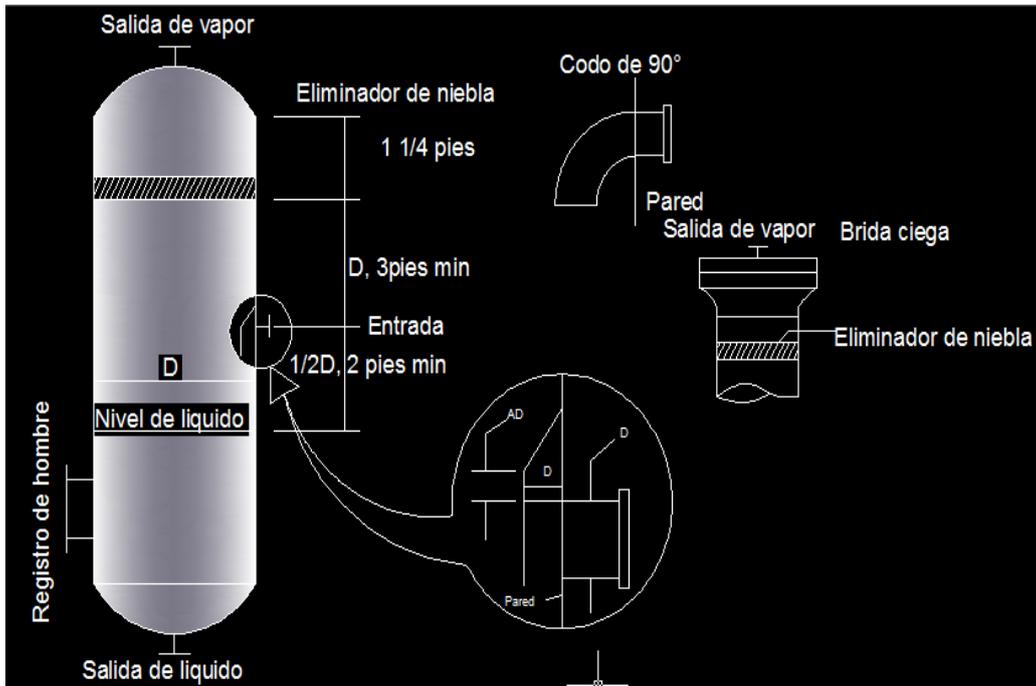


Fig1.11 Estándares para recipientes separadores verticales. (Ref. 18)

1.3.4 Estándares para 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 entrada y salidas deberán ser localizadas en tambor prácticamente cerca de los cabezales(ver fig. 1.12)
- ◆ La salida de los líquidos deberán contar con mamparas anti remolinos.

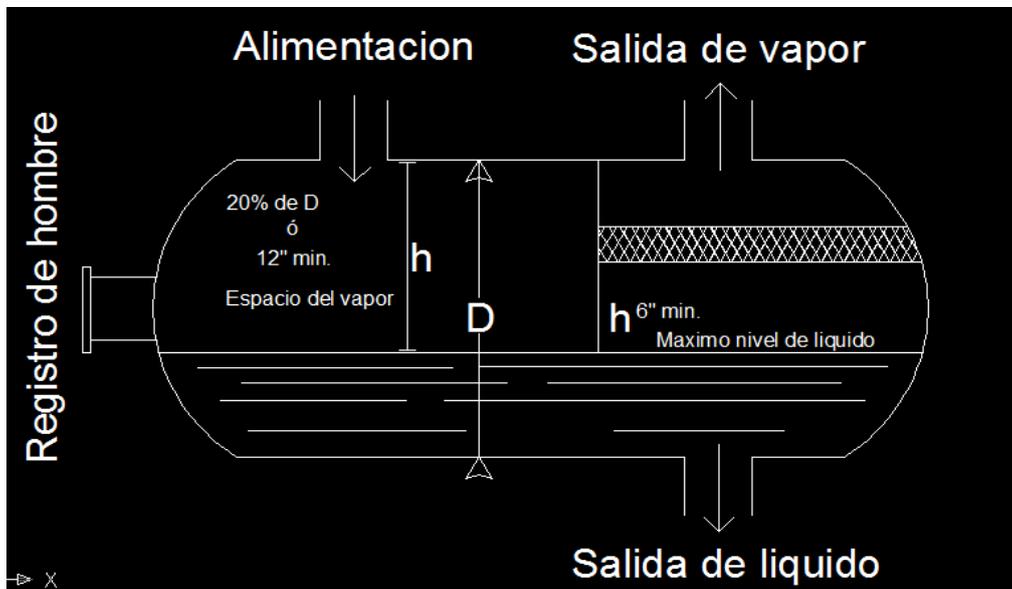


Fig1.12 Estándares para recipientes separadores horizontales. (Ref. 18)

1.4 Criterios generales de recipientes de proceso. (Ref. 23)

Los criterios y normas que sirven para obtener una operación que permiten amortiguar algunas fluctuaciones e inconvenientes que pueden ocurrir durante el proceso para mantener las condiciones de flujo, presión y temperatura cercanas a la operación y que de el tiempo necesario entre la detección y corrección del problema. Los criterios mencionados han sido el resultado de la experiencia y de un minucioso análisis del comportamiento del equipo y del personal durante un largo periodo de operación, estos criterios son una guía indispensable para el buen dimensionamiento de los recipientes.

1.4.1 Criterio de tiempo de residencia. (Ref. 12)

Se denomina así al tiempo que transcurre entre la entrada y salida de una corriente a un recipiente y que es necesario para absorber las oscilaciones o interrupciones que se presentan en las etapas anteriores del proceso y mantener así una etapa una operación segura de los tiempos posteriores, este tiempo debe de ser suficiente para que el operador detecte la posible falla y efectúa la corrección correspondiente. En la práctica se define como el tiempo necesario para vaciar el líquido comprendido entre los niveles máximos y mínimo, en caso de interrumpirse la alimentación al recipiente este tiene por objeto proporcionar un margen de seguridad debido al volumen de líquido retenido.

Se recomienda utilizar la tabla 1.1 del anexo A para obtener el tiempo de residencia adecuado para cada servicio los cuales se basan en la experiencia. En la (Ref.29) se da factores de corrección por el personal e instrumentación. Esta tabla es opcional ya que las experiencias desarrolladas sobre los tiempos de residencia al usar esta se puede sobredimensionar el equipo.

El factor se multiplica por el tiempo de residencia obteniéndose un tiempo adicional de seguridad. Para este tipo de recipientes, el tiempo de residencia es también para asegurar que se llegue a un equilibrio líquido-líquido o líquido-vapor a cierta presión del separador para lo cual se requiere cierto almacenamiento de líquido.

1.4.2 Criterio de tiempos de drenado y sobrealimentación. (Ref. 12)

Esto es una forma de tiempos de residencia que implican los diferentes niveles de líquido en el recipiente como el nivel máximo de líquido, nivel mínimo de líquido y el nivel normal de líquido. El tiempo de drenado (holdup) se define como el tiempo que tarda el líquido en descender desde el nivel normal (NLL) hasta el nivel mínimo del líquido (LLL) manteniendo un flujo de vaciado normal con una alimentación fuera de servicio.

El tiempo de sobrealimentación (ver tabla. 1.2 del anexo A) se define como el tiempo que toma el líquido en ascender desde el nivel normal hasta el nivel máximo del líquido (HLL) manteniendo normal una alimentación y una salida de líquido de entrada. Algunos basan la sobrealimentación entre los niveles (LLL) y (HLL) del líquido. El tiempo de sobrealimentación se basa en los requerimientos de acumulación de líquidos que son el resultado de variaciones de corrientes anteriores y posteriores o por perturbaciones como por ejemplo el flujo tipo bala.

1.4.3 Criterio del diámetro de la gota. (Ref. 3)

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% gotas en un rango de tamaño de 18 y 25 micras. A continuación se muestra en la tabla.1.3 del anexo A, el diámetro de varias partículas según la característica de la emulsión.

La guía API para desfogues de refinería indica que es adecuado para asegura 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.

1.4.4 Criterio de velocidad de asentamiento.

En la separación por asentamiento de dos fases líquidas de diferentes densidades no emulsionadas las gotas de la fase pesada tienden a separarse de la fase bajo la influencia de la gravedad. Estas gotas de la fase salen del líquido ligero con una velocidad constante, es la velocidad terminal o libre asentamiento (Ley de Stokes). El comportamiento de las gotas pequeñas es como el de las esferas rígidas por lo que la velocidad terminal se calcula utilizando la ecuación basada en la ley de Stokes para gotas de un líquido que salen de otra fase líquida continua:

$$U_T = \frac{K_s(\rho_H - \rho_L)}{\mu} \dots\dots\dots \text{(Ley de Stokes)}$$

De la ecuación anterior se puede concluir lo siguiente.

- ◆ A mayor diámetro de gota la velocidad aumenta y por lo tanto el tiempo de separación disminuye haciendo más fácil la operación. Si la diferencia de densidades aumenta ocurre algo similar a lo anterior.
- ◆ Si la temperatura es alta la velocidad disminuye, la separación es más sencilla
- ◆ Debido a que la determinación del diámetro de la gota es complicada y no existe información disponible en la literatura abierta para todos los sistemas, se consideran valores estimados para algunos servicios y es práctica común considerar los valores de la (tabla 1.3 del anexo A) para este propósito.

1.4.5 Criterio de tiempo de separación líquido-líquido.

Se denomina así al tiempo necesario para que las gotas de una fase líquida abandonen el seno del otro líquido alcanzando la interface de una determinada velocidad libre de asentamiento. Se denomina a partir de la altura correspondiente a la fase continua donde se separa la gota y la velocidad terminal. Al calcular el tiempo de separación debe verificarse que sea menor al tiempo de residencia de la otra fase. Esto debe de cumplirse para que las gotas de líquido ligero se separen de la fase pesada y viceversa antes de que abandonen el recipiente con lo que se evita la contaminación de corrientes por arrastre.

1.4.6 Criterio de la altura de separación líquido-líquido.

Se denomina altura de separación a la necesaria para que las gotas de una fase líquida abandonen el seno de otra a una determinada velocidad de libre asentamiento (Ley de Stokes). Esta altura debe de cumplir con el criterio de que el tiempo de residencia de la fase continua debe que ser mayor al tiempo que le toma al líquido disperso alcanzar la interface. Debe tomarse en cuenta que cuando se tiene un recipiente con mampara separadora, se dará un tiempo adicional al líquido ligero en la zona de decantación.

1.4.7 Criterio de velocidad del vapor. (Ref. 18)

Es la velocidad máxima permisible de flujo para que una corriente gaseosa no arrastre gotas de líquido, se determinara mediante la modificación a la ley de Stokes propuesta por Saunders-Brown. Se recomienda utilizar la tabla 1.9 del anexo A, para obtener los valores de K de Saunders-Brown.

$$U_T = K_s \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\mu}} \dots \dots \dots \text{Saunders-Brown.}$$

La constante de velocidad involucra el tipo de eliminador de niebla, tensión superficial de líquido a separar, tamaño de gota y presión de operación del sistema, se recomienda utilizar como dispositivo eliminador una malla tejida generalmente de acero inoxidable (se fabrican también de fibra de vidrio, polipropileno, teflón, titanio, plata) debido a su alta eficiencia de separación arriba del 99% para tamaño de gotas de más de 10 micras.

Con el objeto de tener un margen de seguridad para sistemas inestables con variaciones en la carga de líquido, en el tamaño de la partícula y en las propiedades físicas de los fluidos, es práctica común de ingeniería emplear como velocidad de diseño el 80% de la velocidad máxima del vapor y calcular con ella el área de separación de líquido arrastrado.

1.4.8 Criterio del área para la separación del vapor.

Es el área necesaria para que el líquido se separe de la fase vapor y no sea arrastrado por esta. Se determinara a partir de la velocidad de diseño del vapor y su flujo volumétrico. Cuando se trata de un separador horizontal es el área para el flujo de vapor y se recomienda que sea como mínimo, un área equivalente al 20% del diámetro del recipiente o 2 ft de altura desde la parte más alta del recipiente hasta el nivel máximo del líquido.

Si no espera flujo de vapor como en un separador líquido-líquido horizontal se debe de proporcionar un espacio como margen de seguridad para compensar el efecto de la presión de vapor del líquido ligero en estos casos es práctica común especificar un área correspondiente de un 15% del diámetro del recipiente o 1 ft de altura mínimo desde la parte más alta del nivel máximo de líquido ligero.

1.4.9 Criterio de relación de flujos vapor/líquido.

Esta relación se explica en masa y como su nombre lo indica es un número a dimensional que da la idea de la cantidad relativa de líquido y vapor que contiene la alimentación. Se sabe que el factor principal para una separación líquido-vapor es la gravedad debido a las densidades de las fases, cuando tiene una mayor cantidad de vapor que de líquido se requiere evitar arrastre de gotas de líquido, lo cual se puede lograr aumentando la altura libre en el recipiente para la separación y/o colocando un dispositivo eliminador de niebla. Una mayor altura de separación la proporciona un recipiente en posición vertical y es práctica común de ingeniería tomar en cuenta la siguiente relación para seleccionar su posición.

- ◆ Si $W_V/W_L > 1$ seleccionar la posición vertical.
- ◆ Si $W_V/W_L \leq 1$ seleccionar la posición horizontal.

1.4.10 Criterio de niveles de líquido.

En forma general se pueden establecer los siguientes criterios:

Nivel mínimo (LLL). Es la altura más baja de la interface ya sea líquido-vapor o líquido-líquido a la que se podría llegar en caso de paro en la alimentación al recipiente manteniendo constante el flujo de salida del líquido. Con esto se evita que el separador se vacíe conservando un sello de líquido y proteger así el equipo que se encuentra inmediatamente después.

- ◆ Se recomienda proporcionar 6 plg (152mm) desde el fondo del recipiente hasta el nivel mínimo o una vez del diámetro de la boquilla de salida del líquido más de 4 plg para permitir el buen funcionamiento del rompedor de vórtice.
- ◆ Cuando se instale alarma por bajo nivel esta se colocará al 25% entre el nivel mínimo y el nivel máximo.(ver la fig. 1.13)

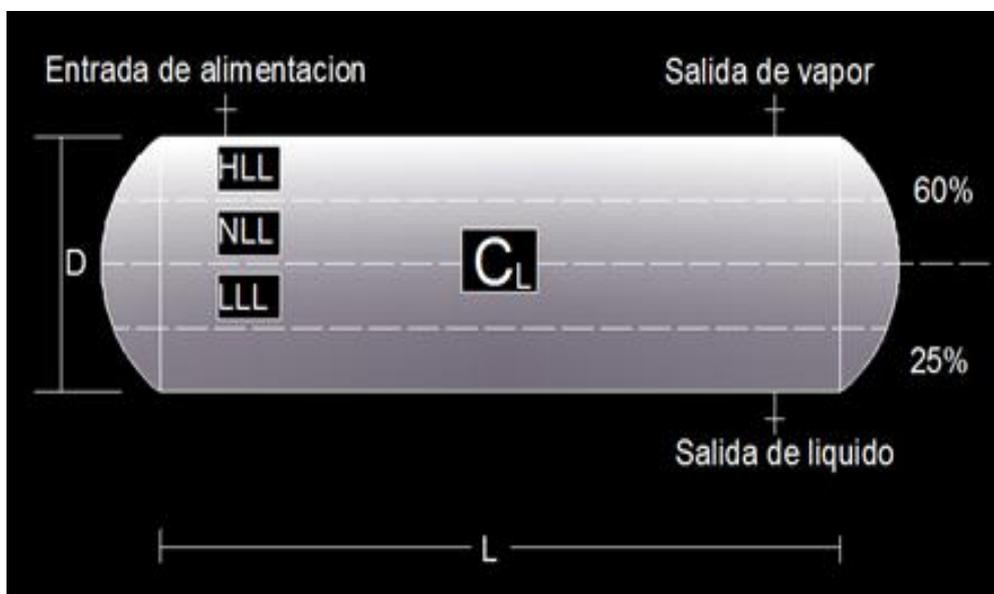


Fig. 1.13 Alarmas de nivel de líquido.

Nivel máximo (HLL). Se define como la altura máxima a la que podría llegar el nivel de la interface ya sea líquido-líquido o líquido-vapor en caso de que exista sobrecarga al recipiente. Al proveer un espacio libre sobre el nivel máximo se consigue evitar que el líquido sea arrastrado por el vapor o que exista contaminación de corrientes en fase líquida, también se debe proporcionar un espacio libre para la conexión de instrumentos de nivel.

- ◆ La posición del nivel máximo está determinada por el espacio ocupado por el vapor o por el tiempo de retención de las fases líquidas.
- ◆ La diferencia de nivel máximo y mínimo determina la altura efectiva del controlador de nivel y no debe de ser menor a 14plg (356mm) para permitir su conexión.
- ◆ En un tanque esférico (ver la fig.1.14) por recomendación el nivel máximo es del 80% y en algunos casos del 85%. Estos tanques se utilizan para fluidos criogénicos que lleva a cabo un fenómeno de transferencia de masa y calor.
- ◆ Todos los tanques deben de tener un colchón, nunca se deben de tener completamente vacío. Cuando se trate de un tanque KO de succión de compresores, sin separación teórica del líquido se colocará el nivel de alarma por alto nivel a 61 cm de la tangente inferior y el nivel de poro a 30.5 cm del nivel de alarma
- ◆ Los niveles máximos y mínimos del líquido indican el rango de control efectivo del instrumento de nivel.

Nivel normal (NLL). Es la altura del nivel al que estará el líquido durante la operación del recipiente, está controlado por el punto de ajuste del instrumento de nivel.

- ◆ Es práctica común considerar el nivel normal al 60% entre el nivel normal máximo y el nivel mínimo del líquido.

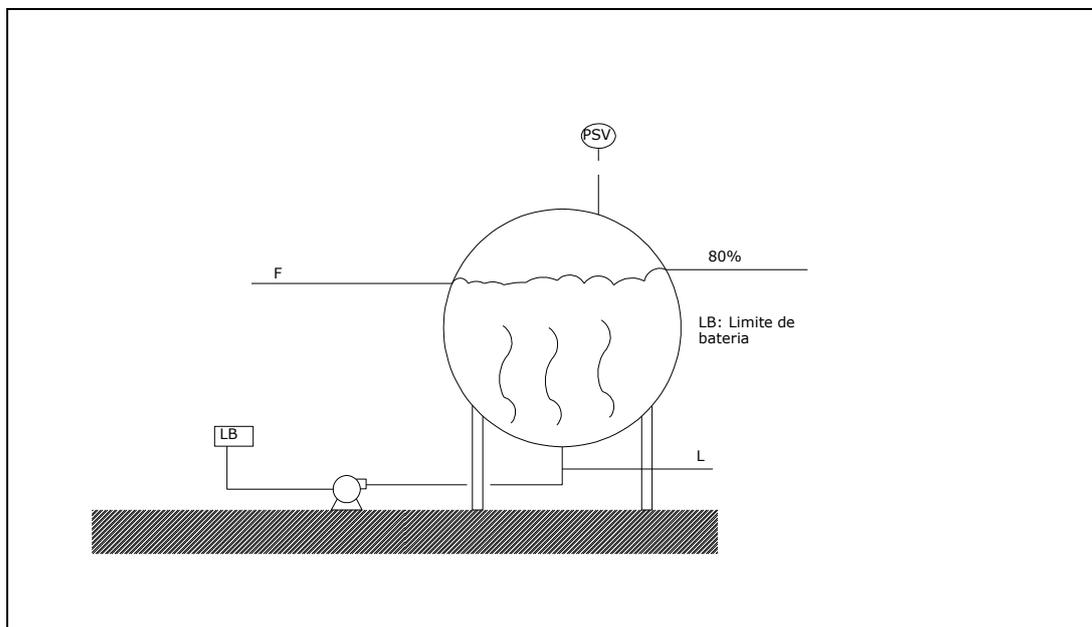


Fig. 1.14 alarma de nivel para tanque esférico.

1.4.11 Criterio de la relación L/D. (Ref. 25)

Usualmente el dimensionamiento de un recipiente es iterativo pero se pueden hacer simplificaciones y utilizar relaciones que eviten cálculos complicados, una relación útil para este propósito es la de Longitud / Diámetro.

La relación de un valor adecuado para la relación L/D se ve 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 tiempo de residencia, niveles de líquido, áreas de flujo de vapor mínimas requeridos, velocidades de sedimentación etc.
- ◆ Es difícil construir y operar problemas de mantenimiento recipientes con diámetros inferiores a 2 ft especialmente si van a usar internos como mamparas coalescedoras, mallas separadoras.
- ◆ Las relaciones óptimas (L/D) no tienen tanto significado en el caso de recipientes con internos complejos, como las que tienen 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 un rango de 1.5 a 6 y mientras más cercana al valor de 3.0 es el óptimo.

La determinación del mínimo costo está basado el mínimo peso del recipiente y se utilizan reglas practicas o ecuaciones simplificadas para obtener esta relación, la utilización de las ecuaciones implica restricciones en cuanto al material seleccionado (Se considera un solo valor para la densidad del material y el espesor por corrosión) por lo que se recomienda utilizar las reglas dadas por la práctica y que tienen como parámetro la selección la presión de diseño mostrada en la tabla 1.4 del anexo A.

1.4.12 Criterio del diámetro.

En la determinación del diámetro del recipiente se debe satisfacer con los siguientes requerimientos:

- ◆ El cálculo del diámetro involucra el volumen ocupado en las tapas a considerar las dimensiones de la tangente tangente.
- ◆ El diámetro calculado debe ajustarse a una mediada comercial puede ser el inmediato o superior dependiendo del criterio del diseñador en base a las consideraciones económicas.

- ◆ Para construir un recipiente de cierta capacidad con el mínimo de material debe determinarse la relación correcta de la longitud al diámetro a partir de la grafica de Abakians ver en el anexos B.
- ◆ El fabricante de la tapas para recipientes las proporcionara a partir de 2 ft y las siguientes son incremento de 6 ft por lo que el diámetro mínimo de un recipiente a presión es de 2 ft esto se debe a que sería difícil su construcción y mantenimiento sobre todo si lleva accesorios internos.

1.4.13 Criterio para determinar la longitud. (Ref. 25)

Se denomina longitud a la distancia que existe entre las líneas tangentes extremas de un recipiente cilíndrico, no se toman en cuenta las tapas del mismo esto simplifica el cálculo del diámetro del recipiente al construirse un cilindro sin tapas, además de que proporciona un tiempo de residencia adicional al tener una cierta cantidad de líquido entre ellas. La longitud final del recipiente debe de tomar en cuenta las dimensiones de las placas metálicas comerciales disponibles en el país para tener así el mínimo número de cordones de soldadura y reducir los puntos sujetos a los esfuerzos del material.

1.4.14 Criterios para fijar las dimensiones finales del recipiente.

Las construcciones de recipientes son emitidas en catálogos por los constructores con las medidas disponibles comerciales (ver la tabla 1.5 del anexo A) de las distintas partes de un recipiente. Para fijar el diámetro del recipiente se sabe que los fabricantes hacen cabezas o tapas que varían sus dimensiones de .5 ft en .5 ft o sea que el diámetro se redondeará según sea el caso, es decir del valor calculado al diámetro inmediato superior o bien al diámetro inmediato inferior.

Para fijar la longitud de un recipiente, es conveniente redondear la longitud calculada al ancho comercial de alguna de las placas, o bien, igual al ancho de una combinación de dos placas, en el caso que la longitud del recipiente sea mayor a 12ft se pueden hacer combinaciones de las placas comerciales que existen, teniendo así variaciones en la longitud de 2ft en 2 ft.

Para longitudes mayores de los recipientes, continuar con el mismo criterio de ajustarse a la longitud que se pueda obtener por la combinación de placas comerciales (ver la tabla 1.6 del anexo A). Si obtenemos por el cálculo una longitud de 2083mm (6'10'') es conveniente fijar la longitud de 2438mm (8'0'') ya que se fijará de 2134mm (7'0''). El fabricante cobraría más caro el recipiente puesto que el costo incluiría la placa de 2438mm y el trabajo de corte de dicha placa así como hacerle el bisel a la placa resultante de 2134mm.

1.5 Criterios de selección de materiales. (Ref. 17, 19, 21, 22)

La selección del material se debe de basar de preferencia en la experiencia con los materiales en condiciones similares, si no se dispone esta información o experiencia será conveniente obtener ayuda o asesoramiento de personas experimentadas en trabajos de ingeniería de corrosión que estén familiarizados con las características de resistencia química y con las limitaciones de los materiales de construcción.

Las características del sistema para un flujo en particular es de gran importancia y se debe de prestar importancia a los factores extraños que pueda influir en la corrosión deben de tomarse en cuenta todo tipo de contingencias como arranques, paros, peligros y operaciones de limpieza, condiciones extremas como atascamiento de productos químicos, presiones y temperaturas elevadas.

Para hacer una buena selección y definir las condiciones de servicio se deben de cubrir los siguientes puntos:

Corrosividad del fluido (Ref. 17,19, 21, 28)

Existen tablas y datos sobre velocidades de corrosión para distintas sustancias sin embargo se deben de hacer pruebas de corrosión, las principales pruebas son:

- ◆ La experiencia operacional real con los equipos de las plantas expuestos al medio corrosivo.
- ◆ Experiencia con equipo de planta piloto.
- ◆ Pruebas de muestra sobre el terreno incluyen muestras de acero, muestras forzadas, sondas de resistencia eléctrica expuestas al medio de corrosión de la planta.
- ◆ Pruebas de laboratorio con muestras expuestas a los fluidos de la planta en ambientes simulados.

Factores constructivos (Ref. 13)

Resistencia mecánica. Estas fallas pueden ser el resultado de una excesiva deformación elástica, elasticidad inestable, inestabilidad plástica, ruptura por material quebradizo, esfuerzos por fatiga, pérdida de ductibilidad, estabilidad estructural en el caso de las aleaciones, resistencia a impactos, soldabilidad, choques térmicos.

Altas temperaturas (Ref. 13)

Los materiales son seleccionados en base a los 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 propiedad muy importante es la expansividad mucha fallas en los metales a altas temperaturas se deben a la construcción del metal durante el calentamiento o en enfriamiento.

Las aleaciones típicas para altas temperaturas contienen hierro, níquel, cobalto (30%) y cromo (>20) que es suficiente para formar un óxido protector contra la oxidación. Estas aleaciones básicas pueden incluir elementos adicionales que ayudan a la resistencia contra la corrosión, para los procesos de corrosión a altas temperaturas encontrados en muchos servicios como se observan en la tabla de corrosión de altas temperaturas de la (Ref. 10).

Bajas temperaturas (Ref. 13)

Los metales sometidos a bajas temperaturas se ven afectados en la ductilidad y la resistencia a los impactos en muchos casos aumentan la resistencia a la tracción 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 -150 °F por su característica dan alivio a los esfuerzos.
- ◆ Los aceros A 201 y A 202 son aceros al carbón para temperaturas de -50°F.
- ◆ Los aceros de aleación A 203 grado A o B para -75 °F.
- ◆ Los aceros A 203 grado D o E para servicios -150 °F.
- ◆ Los aceros inoxidables 304 que contienen Cr y Ni son adecuados para servicios de -300 a -450°F.
- ◆ Para mayores informes en la (Ref.13) se muestran las tablas de metales y aleaciones para bajas temperaturas.

1.6 Criterios del espesor del cuerpo del recipiente (Ref. 8)

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 el más barato.

El espesor del cuerpo del cilindro se calcula con la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PD}{2SE - 1.2P} + t_c$$

Donde:

t=espesor del cilindro del recipiente ver la (Ref. 8), plg.

S=esfuerzo permisible del material psi, ver la (Ref. 8)

t_c= Aumento de espesor por considerar la corrosión, ver la (Ref. 19)

E= Eficiencia de la soldadura esta en un rango de 0.6 a 1 usar 0.85, ver la (Ref. 24)

P=presión de diseño es la mayor presión de operación con la adición de un factor de seguridad que es de 1.5 a 3.9 o la adición del 10 al 15% de la presión de operación

D=diámetro interno, plg.

1.7 Criterios de selección de cabezales (Ref. 7)

Existen tres principales tipos de cabezales usados en los recipientes sujetos a presión interna, hemisféricos, elípticos y los toriesféricos (ver la fig. 1.15). 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 el más costoso, los cabezales más usados si la presión de diseño lo permite son los toriesféricos y elípticos, en la tabla 1.7 del anexo A se observan los criterios que pueden usarse para una selección preliminar. Los espesores de los cabezales se calculan con la tabla 1.8 del anexo A.

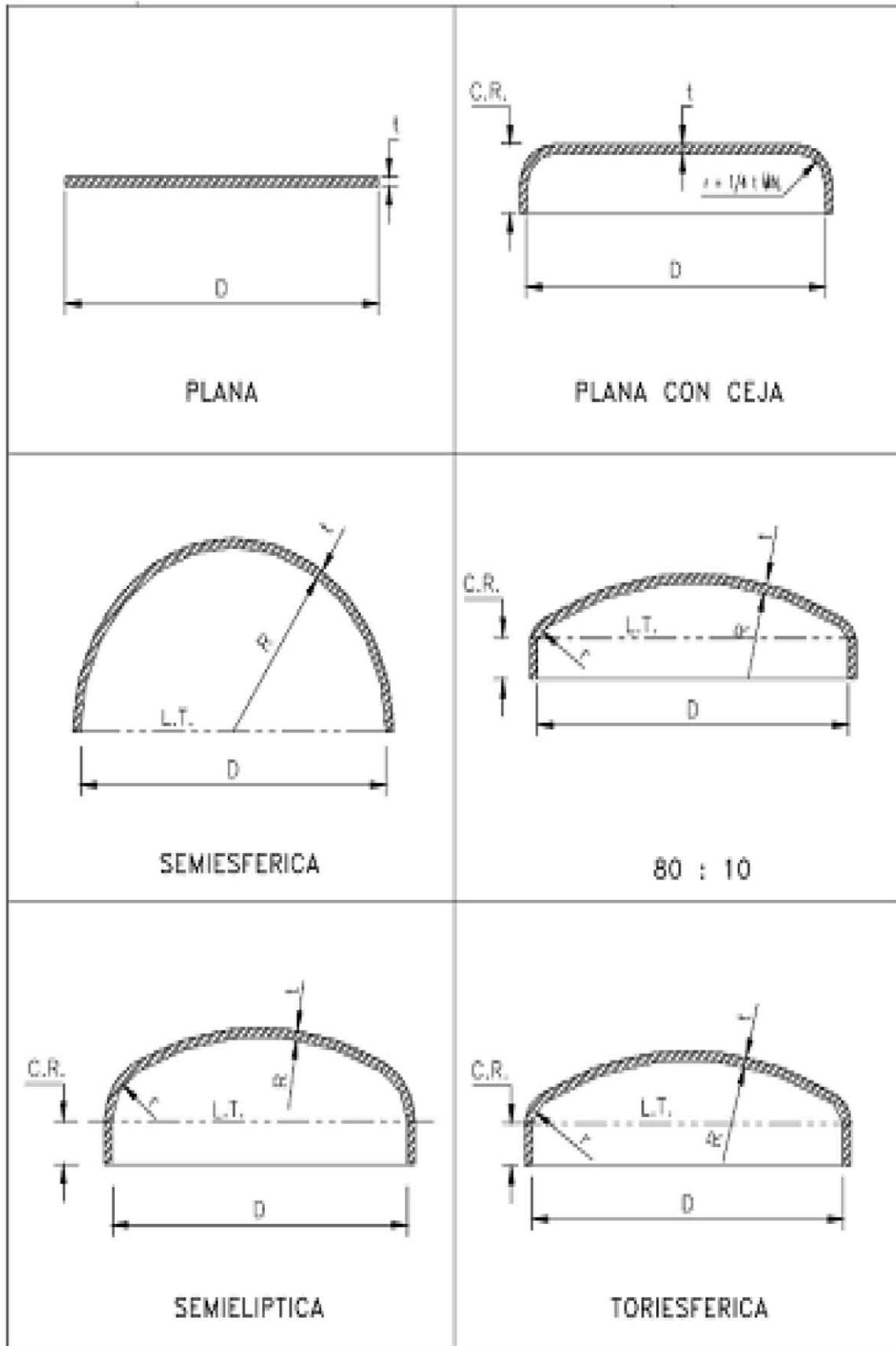


Fig.1.15 Tipo de cabezales (Ref. 24)

1.8 Criterios de dimensionamiento de tanques de almacenamiento horizontal.

(Ref. 16, 23, 25)

El procedimiento presentado de diseño es el resultado de la revisión de la literatura y manuales industriales de diseño este procedimiento se diseño 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.

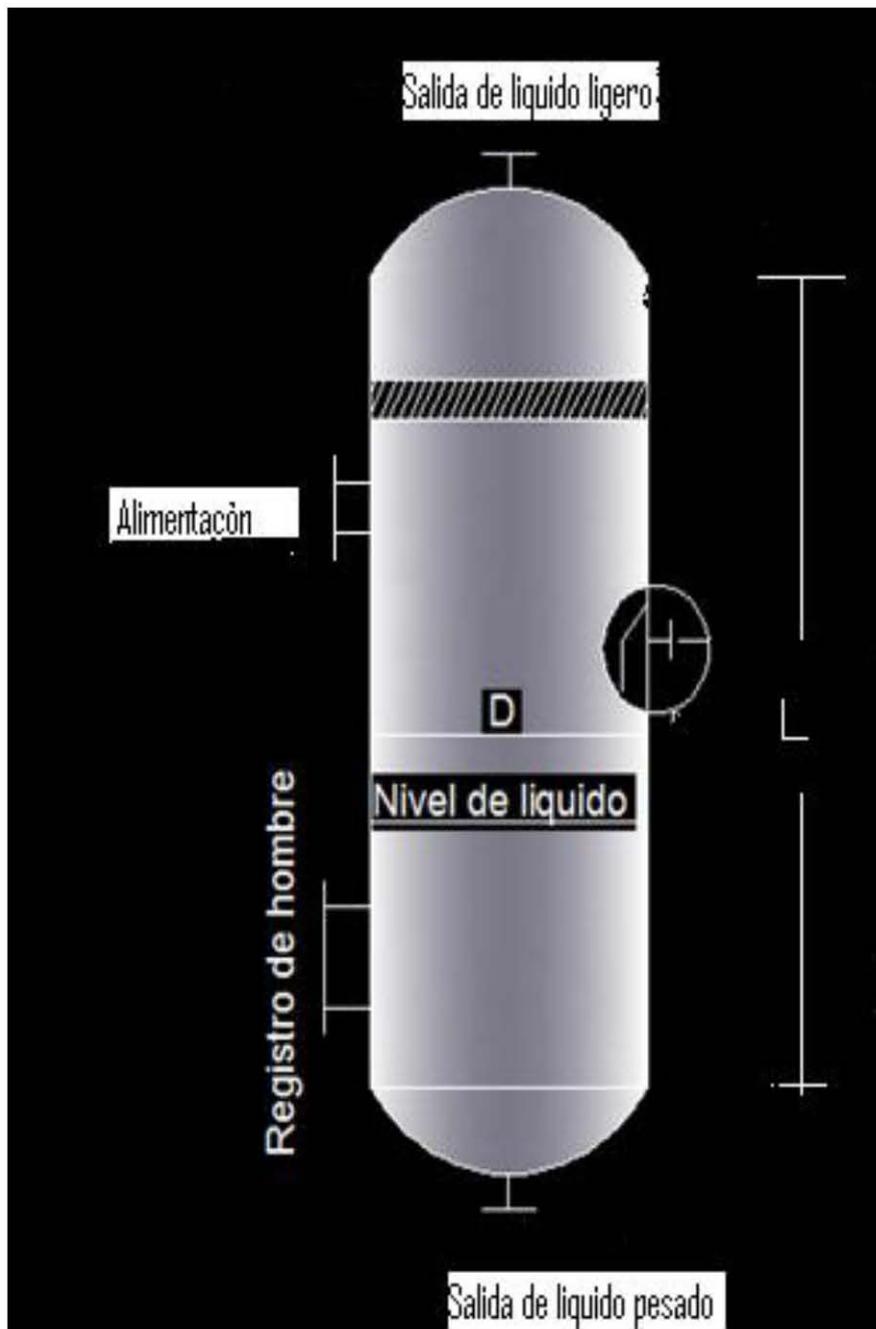


Fig.1.16 Tanque de almacenamiento vertical (Ref. 11)

Procedimiento de cálculo.

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

$$Q_{LL} = \frac{W_{LL}}{60 \rho_L} \dots\dots\dots(1.1)$$

$$Q_{HL} = \frac{W_{HL}}{60 \rho_H} \dots\dots\dots(1.2)$$

2) Calcular la velocidad terminal de la fase gaseosa con la ecuación de Sauters-Brown. Calcular K de la tabla 1.9 del anexo A.

$$U_T = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\mu}} \dots\dots\dots(1.3)$$

3) Seleccionar el tiempo de residencia T_R en la tabla 1.1 del anexo A y calcular el volumen del recipiente V_R con la siguiente ecuación.

$$V_R = (Q_{LL} + Q_{HL})T_R \dots\dots\dots (1.4)$$

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

5) Seleccionar la relación (L/D) de la tabla 1.4 de los anexos y calcular el diámetro y el área transversal del recipiente con la siguiente ecuación.

$$D = \left[\left(\frac{4(V_R)}{\pi \left(\frac{L}{D} \right)} \right)^{1/3} \right] \dots\dots\dots(1.5)$$

6) Calcular el área transversal

$$A_T = \frac{\pi D^2}{4} \dots\dots\dots (1.6)$$

Nota. Se toma en cuenta, además del tiempo de retención del líquido, un espacio adicional para posibles vaporizaciones o liberación de un gas ocluido en el líquido durante el tiempo que permanezca en el recipiente. También toma en cuenta el nivel mínimo de líquido para evitar que se vaciara el recipiente y permitir la conexión de instrumentos de nivel y evitar que se vaciara el tanque a falta de carga ver figura 1.16

Se ajusta al comercial inmediatamente superior (incrementos de 6plg).

7) Calcular la longitud del recipiente y deberá ajustarse para las dimensiones finales de acuerdo al tamaño de las placas comerciales para la construcción del tanque.

$$L = \frac{V_R}{A_T} \dots \dots \dots (1.7)$$

8) Seleccionar un espacio para el vapor h_v y una altura mínima h_{\min} como se ilustra en la figura 1.14, y a los criterios que se mencionan a continuación:

- ❖ Si $L < 10$ ft $h_v = 12''$
- ❖ Si $L < 10$ ft $h_v = 0.1 L$
- ❖ Si $L < 5$ ft $h_v = 6''$
- ❖ Si $L < 5$ ft $h_v = 0.1$

9) Seleccionar el tipo de cabezales de acuerdo con la tabla 1.7 del anexo A, calcular el espesor del recipiente y de las cabezas con la tabla 1.8 del anexo A.

10) Calcular el área superficial de los cabezales y del recipiente de acuerdo con la tabla 1.8 del anexo A.

11) Calcular el peso aproximado de acuerdo con la tabla 1.8. El recipiente óptimo será aquel que tenga el menor peso y que cumpla con los requerimientos de proceso.

1.9 Criterios de dimensionamiento de tanques de almacenamiento vertical.

(Ref. 16, 23, 25)

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

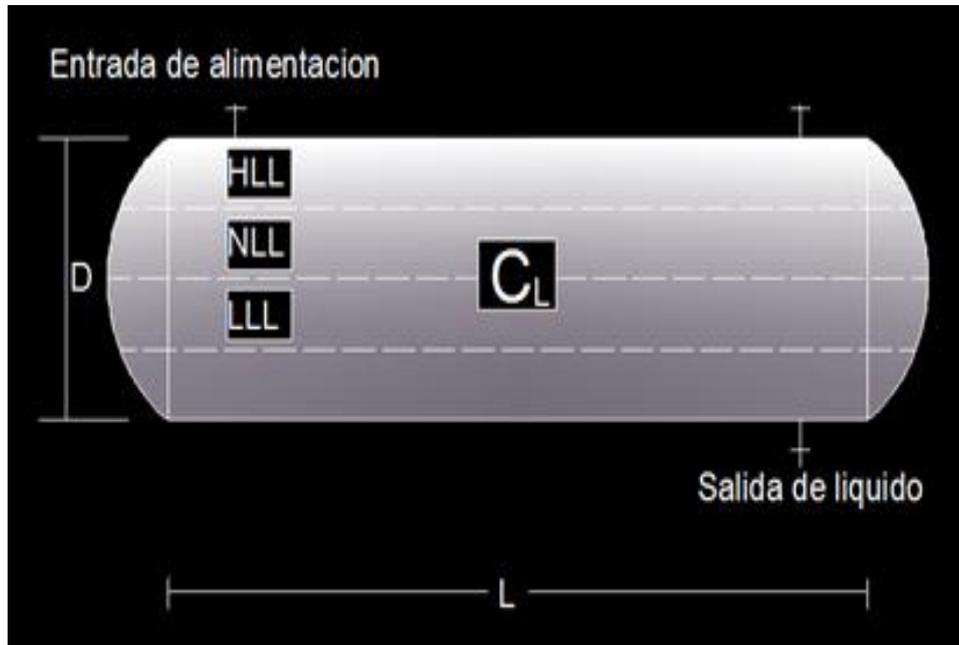


Fig.1.17 Tanque de almacenamiento vertical (Ref. 11)

Procedimiento de cálculo.

- 1) Calcular el flujo volumétrico de la fase ligera y pesada Q_{LL} y Q_{HL} con las ecuaciones 1.1 y 1.2.
- 2) Calcular la velocidad terminal de la fase gaseosa con la ecuación 1.3 de Saunders-Brown. Calcular K de la tabla 1.9 del anexo A.
- 3) Seleccionar el tiempo de residencia T_R en la tabla 1.1 del anexo A, y calcular el volumen del recipiente V_R con la siguiente ecuación.

$$V_R = (Q_{LL} + Q_{HL})T_R \dots\dots\dots (1.4)$$

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

- 5) Seleccionar la relación (L/D) de la tabla 1.4 de los anexos y calcular el diámetro y el área transversal del recipiente con la siguiente ecuación.

$$D = \left[\left(\frac{4(V_R)}{\pi \left(\frac{L}{D} \right)} \right)^{1/3} \right] \dots\dots\dots (1.5)$$

6) Calcular el área transversal

$$A_T = \frac{\pi D^2}{4} \dots\dots\dots (1.6)$$

Nota. Se toma en cuenta, además del tiempo de retención del líquido, un espacio adicional para posibles vaporizaciones o liberación de un gas ocluido en el líquido durante el tiempo que permanezca en el recipiente. También toma en cuanto el nivel mínimo de líquido para evitar que se vaciara el recipiente y permitir la conexión de instrumentos de nivel y evitar que se vaciara el tanque a falta de carga ver figura 1.17

Se ajusta al comercial inmediatamente superior (incrementos de 6plg).

7) Calcular la longitud del recipiente y deberá ajustarse para las dimensiones finales de acuerdo al tamaño de las placas comerciales para la construcción del tanque.

$$L = \frac{V_R}{A_T} \dots\dots\dots (1.7)$$

8) Seleccionar un espacio para el vapor h_v y una altura mínima h_{\min} como se ilustra en la figura 1.14, y a los criterios que se mencionan a continuación.

- ❖ Si $D < 7$ ft $h_v = 12''$
- ❖ Si $D < 7$ ft $h_v = 0.15 D$
- ❖ Si $D < 5$ ft $h_v = 0.1 D$
- ❖ Si $D < 5$ ft $h_v = 6''$

9) Seleccionar el tipo de cabezales de acuerdo con la tabla 1.7 del anexo A, calcular el espesor del recipiente y de las cabezas con la tabla 1.8 del anexo A.

10) Calcular el área superficial de los cabezales y del recipiente de acuerdo con la tabla 1.8 del anexo A.

11) Calcular el peso aproximado de acuerdo con la tabla 1.8. El recipiente óptimo será aquel que tenga el menor peso y que cumpla con los requerimientos de proceso.

2.1 PRINCIPIOS DE SEPARACIÓN BÁSICA. (Ref. 16)

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

- ◆ Momentums.
- ◆ Sedimentación por gravedad.
- ◆ Coalescencia.

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

2.2 Momentums.

Un flujo que contiene varias fases con diferentes densidades tiende a tener diferentes momentums, si una corriente lleva dos fases una líquida y una gaseosa si esta corriente choca con una placa esto ocasiona u cambio brusco en los momentums si el mayor momentum corresponde a la fase líquida y el menor momentum a la fase gaseosa que se desvía mucho más rápido que la otra fase y así ocurre la separación.

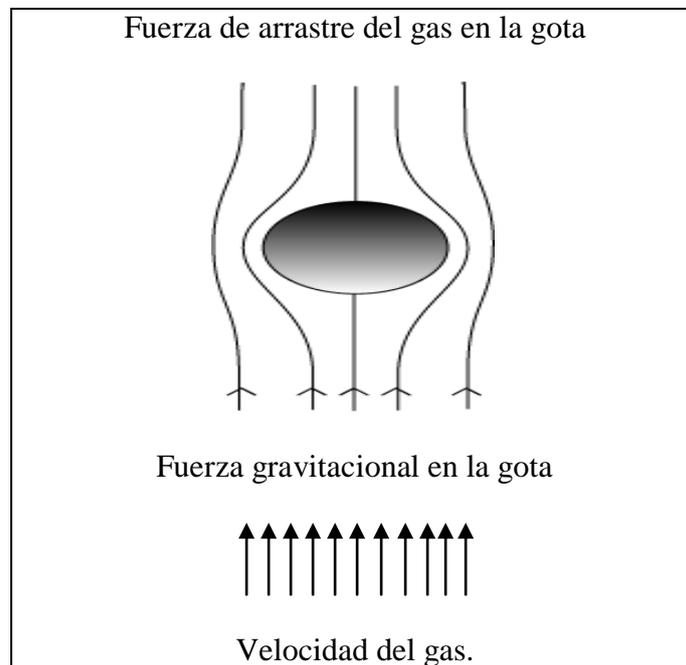
2.3 Sedimentación por fuerza de gravedad.

Fig. 2.1 Fuerzas que actúan en una gota de líquido en una corriente.

Estas fuerzas son descritas matemáticamente con las siguientes ecuaciones.
Fuerza de gravedad. (Ref. 19)

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

Fuerza de arrastre

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

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

$$U_T = \sqrt{\frac{8gM_P(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L \rho_G A_P C_D}} = \sqrt{\frac{4gD_P(\rho_L - \rho_G)}{3C_D \rho_G}} \dots\dots\dots (3)$$

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 se había mencionado.

El número de Reynolds es definido como.

$$R_e = \frac{1488D_P U_T \rho_G}{\mu} \dots\dots\dots (4)$$

Condiciones límite del coeficiente de arrastre. (Ref. 13)

Ley de Newton.

Para partículas relativamente grandes (Aproximadamente 1000 micras o más) la sedimentación por gravedad es descrita por la ley de Newton.

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

$$U_T = 1.74 \sqrt{\frac{gD_P(\rho_L - \rho_G)}{\rho_G}} \dots\dots\dots (4)$$

En el límite superior de la región que abarca la ley de Newton el tamaño de la partícula es muy grande por lo que se requiera una velocidad terminal de semejante magnitud en una turbulencia excesiva creada.

El máximo de tamaño de la gota que puede ser sedimentada se determinara por la siguiente ecuación.

$$D_P = K_{CR} \left[\frac{\mu^2}{gD_P(\rho_L - \rho_G)} \right]^{0.33} \dots\dots\dots (5)$$

Para la región de la Ley de Newton el límite superior marca que el Número de Reynolds es aproximado a 200000 y el $K_{CR}=180.13$

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 (correspondientes al flujo laminar). En estos casos se aplica la ley de Stokes y se expresa así

$$U_T = \frac{1488 D_P^2 (\rho_L - \rho_G)}{18\mu} \dots\dots\dots (6)$$

El diámetro de la partícula correspondiente a un número de Reynolds de 2 es encontrado usando el valor de $K_{CD}=0.0080$ en la ecuación (5).

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. El resumen de estas ecuaciones se presenta en la (Ref. 13).

2.4 Coalescencia. (Ref. 13)

Muchas gotas pequeñas forman la bruma o neblina no se pueden separar por gravedad. Esas gotas no deben de ser coalescidas para formar grandes gotas que pueden 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.

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

Primera etapa.

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

Segunda etapa.

Es la separación por gravedad de pequeñas gotitas en la corriente de vapor a través de un área de liberación.

Tercera etapa.

La etapa final es la eliminación de niebla donde pequeñas gotitas son coalescencia para formar grandes gotas las cuales son separadas por gravedad. (Ver la fig. 2.2

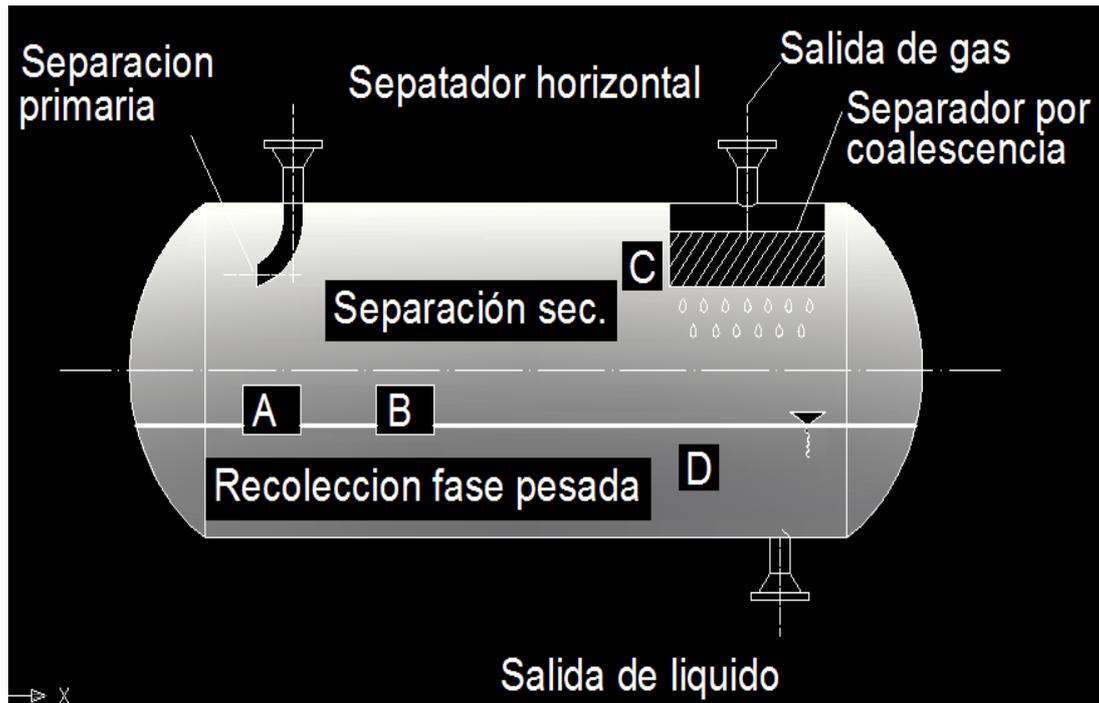


Fig.2.2 Principios de separación y partes del separador horizontal (Ref. 16)

2.5 Partes de un separador. (Ref. 16)

Las partes de un separador generalmente tienen cuatro secciones (ver fig. 2.2 y 2.3) principales las cuales es necesario controlarlas. Esas secciones se muestran en los recipientes horizontales y verticales.

- ◆ La primera separación sección **A** se usa para separar la mayor porción de líquido libre a la entrada de la corriente. 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 gravedad.
- ◆ La 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.
- ◆ La sección **C** de coalescencia utiliza un colector o eliminador de niebla el cual puede consistir en una serie de veletas, un lecho de mallas de alambre o pasajes ciclónicos, donde pequeñas gotitas coalescen para formar grandes gotas las cuales son separadas por gravedad.
- ◆ La sección colectora de líquido **D** actúa como receptor de todos los líquidos removidos del vapor desde la primera, segunda y tercera sección de coalescencia.

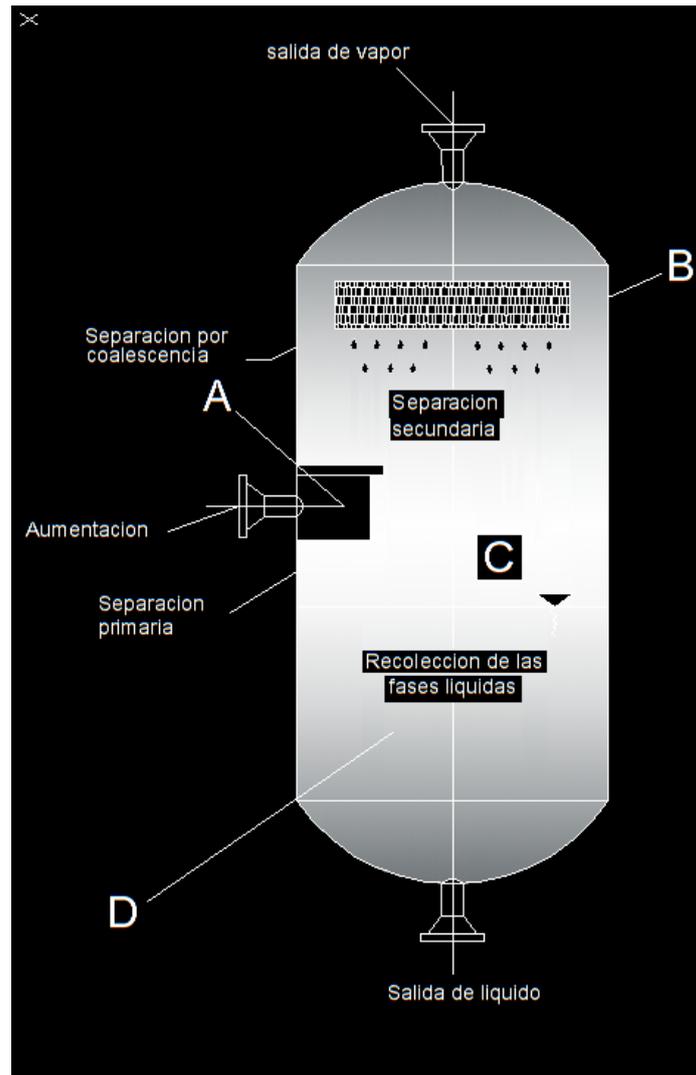


Fig.2.3 Principios de separación y partes del separador vertical. (Ref. 16)

2.6 Servicios de los recipientes separadores.

Los recipientes de balance para líquidos se emplean para proporcionar capacidad de almacenamiento o de balance para corrientes líquidas saturadas o subenfriadas, estos pueden construirse en posición horizontal o vertical; sin embargo, la posición de este tipo de recipientes es horizontal. Son tanques bastante largos los cuales requerirán de un mayor gasto en la cimentación y en las plataformas si se colocan en posición vertical.

Separador líquido-líquido.

Dos fases líquidas inmiscibles se separan usando los mismos principios para la separación vapor-líquido. Los separadores líquido-líquido son fundamentales 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.

Aplicaciones de proceso típicas:

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

Separador vapor-líquido.

Las principales funciones de este tipo de recipientes es separar mezclas vapor-liquido y entregar vapores sustancialmente libres de líquido a otras unidades de proceso. Estos pueden ser de posición horizontal o vertical.

Aplicaciones típicas:

- ◆ Acumuladores de reflujo
- ◆ Tanque KO (Knock out)
- ◆ Tanque de vaporización instantánea.
- ◆ Tanques separadores de arrastre para compresores.
- ◆ Tanques separadores de arrastre para manejo de gas combustible.
- ◆ Tanques de purga.
- ◆ Tanques separadores de agua.
- ◆ Tambores de vapor.

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 gas este tipo de recipientes se usa para la refinación de crudo en el cual está presente agua, petróleo y gases.

Las principales funciones de este tipo de recipientes los podemos encontrar en procesos industriales en los complejos de procesadores de gas de aquí algunos de sus aplicaciones.

- ◆ Endulzamiento de gas.
- ◆ Endulzamiento de líquidos.
- ◆ Recuperación de azufre.
- ◆ Absorción.
- ◆ Fraccionamiento.
- ◆ Criogénico.

3.1 Recipientes separadores líquido-líquido. (Ref. 16)

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

Una emulsión es un sistema disperso en que las fases son líquidos no inmiscibles o parcialmente inmiscibles, 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 como emulsiones permanentes (estables), emulsiones temporales (inestables), emulsiones dobles.

La separación líquido-líquido está dividida en dos grandes categorías de separación.

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 del recipiente debe de ser suficiente para permitir que la separación por gravedad se lleve a cabo.

Separación por coalescencia.

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 (ver la fig. 3.1) es pequeña.

Generalmente el tamaño de la gota de la fase líquida dispersa es desconocido y a veces el dimensionamiento de los recipientes separadores se basa en los tiempos de residencia de los líquidos dentro del recipiente que se dan en la tabla 1.1 del anexo A.

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. Los diámetros de las gotas según las características de la emulsión se pueden observar en la tabla 1.3 del anexo A.

3.2 Criterios de dimensionamiento de separadores líquido-líquido. (Ref. 16, 22, 25)

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

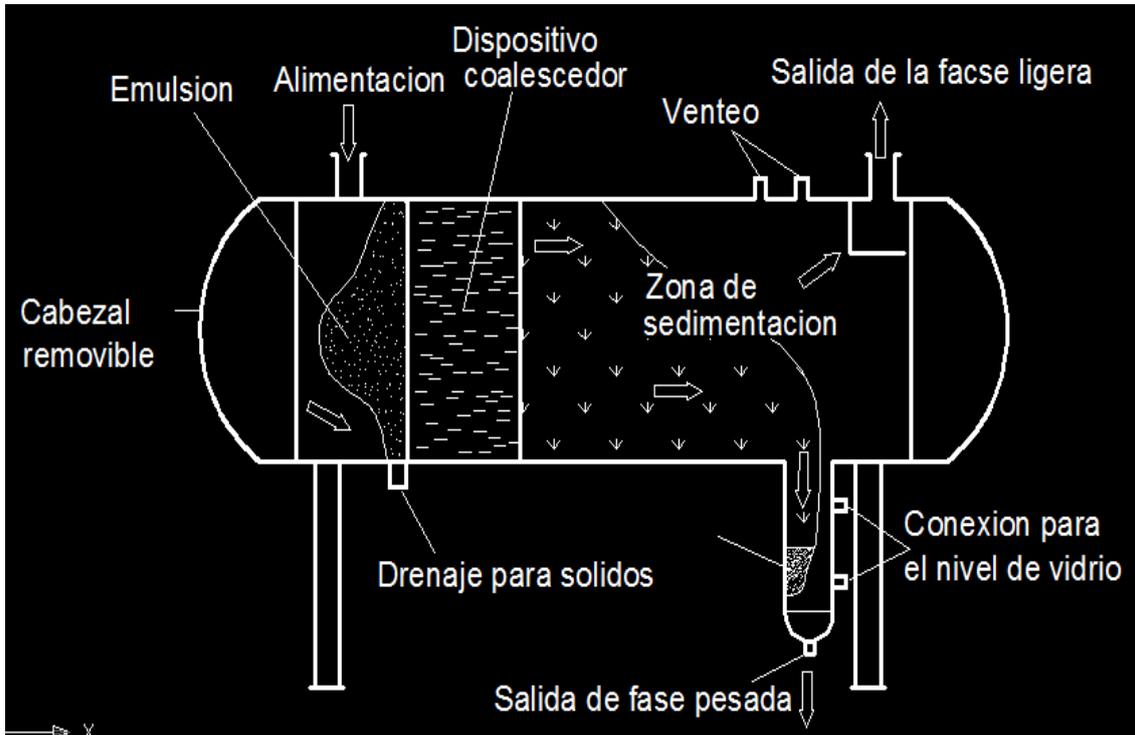


Fig.3.1 Separador líquido-líquido con bota y dispositivo coalescedor (Ref. 16)

Procedimiento de cálculo.

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

$$Q_{LL} = \frac{W_{LL}}{60 \rho_L} \dots\dots\dots(3.1)$$

$$Q_{HL} = \frac{W_{HL}}{60 \rho_H} \dots\dots\dots(3.2)$$

2) Seleccionar o calcular la constante de velocidad Terminal de la Ley de Stokes con la tabla 1.9 del anexo A donde se encuentra K_S para ciertos sistemas y el diámetro de las gotas respectivamente según las características de la emulsión.

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

$$U_{HL} = \frac{K_s(\rho_H - \rho_L)}{\mu_L} \dots\dots\dots(3.3)$$

$$U_{LH} = \frac{K_s(\rho_H - \rho_L)}{\mu_H} \dots\dots\dots(3.4)$$

4) Seleccionar el tiempo de residencia T_R en la tabla 1.1 del anexo A, y calcular el volumen del recipiente V_R con la siguiente ecuación.

$$V_R = (Q_{LL} + Q_{HL})T_R \dots\dots\dots (3.5)$$

5) Seleccionar la relación (L/D) de la tabla 1.4 del anexo A, y calcular el diámetro y el área transversal del recipiente con las siguientes ecuaciones.

$$D = \left[\frac{4(V_R)}{\pi \left(\frac{L}{D}\right)} \right]^{1/3} \dots\dots\dots (3.6)$$

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

6) Seleccionar las alturas de las fases ligera y pesada H_{LL} y H_{HL} (establecer 1 ft para cada fase). Calcular el área de cada fase con la tabla de la (Ref. 25) y calcular la longitud del recipiente.

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

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 del líquido ligero a través de la fase pesada t_{LH} .

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

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

8) Calcular los tiempos de residencia para la fase ligera y fase pesada θ_{LL} y θ_{HL} .

$$\theta_{LL} = \frac{A_{LL}L}{Q_{LH}} \dots\dots\dots (3.11)$$

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

9) Calcular el (L/D) si (L/D) << 1.5 entonces minimizar D y si (L/D) >> 6 entonces incrementar hasta estar dentro del rango de 1.5 a 6.

10) Seleccionar el tipo de cabezales de acuerdo con la tabla 1.7 del anexo A, calcular el espesor del recipiente y de las cabezas con la tabla 1.8 del anexo A.

11) Calcular el área superficial de los cabezales y del recipiente de acuerdo con la tabla 1.8.

12) Calcular el peso aproximado de acuerdo con la tabla 1.8. El recipiente óptimo será aquel que tenga el menor peso y que cumpla con los requerimientos de proceso.

3.3 Criterios de dimensionamiento del separador horizontal con bota para líquido pesado. (Ref. 25)

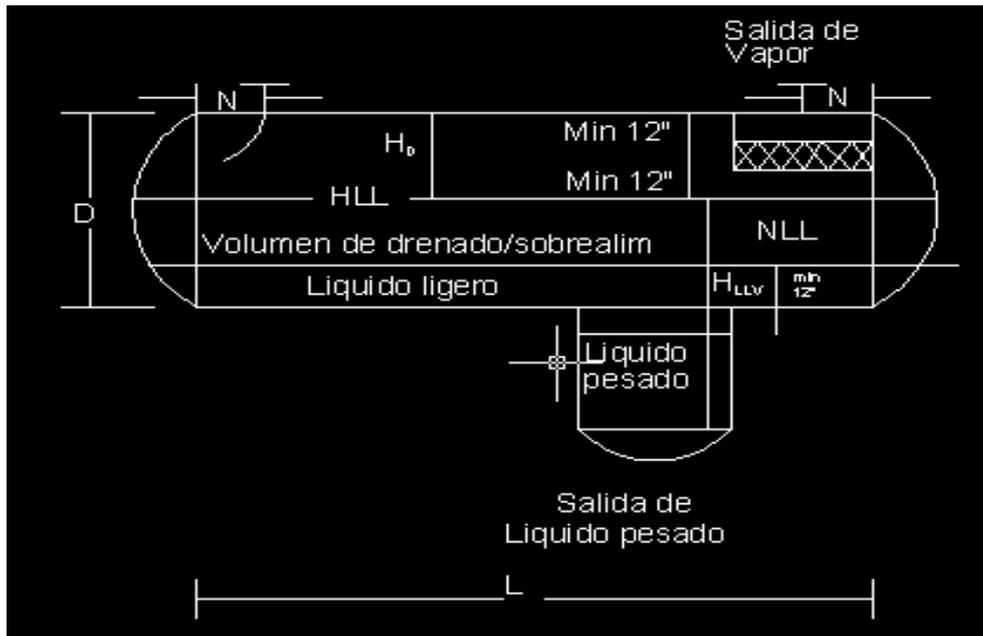


Fig.3.2 Separador horizontal con bota.

Procedimiento de cálculo.

- 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 del a tabla 1.1 y calcular el volumen del recipiente V_R con la siguiente ecuación.

$$V_R = Q_{LL} \cdot T_R \dots \dots \dots (3.13)$$

- 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:

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

- 5) Seleccionar o calcular K_S con las tablas 1.4 y 1.9 del anexo A. 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.

$$t_{HL} = \frac{12(D^*)}{U_{HL}} \dots \dots \dots (3.15)$$

7) Calcular el tiempo de residencia del líquido ligero θ_{LL} con la ecuación 6.11 si $\theta_{LL} < t_{HL}$ entonces incrementar la longitud del recipiente con la siguiente ecuación:

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

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

9) Seleccionar el tipo de cabezales de acuerdo con la tabla 1.7 del anexo A, calcular el espesor del recipiente y de las cabezas con la tabla 1.8 del anexo A.

10) Calcular el área superficial de los cabezales y del recipiente de acuerdo con la tabla 1.8 del anexo A.

11) Calcular el peso aproximado de acuerdo con la tabla 1.8. El recipiente óptimo será aquel que tenga el menor peso y que cumpla con los requerimientos de proceso.

12) El dimensionamiento de la bota para el líquido pesado. Con el recipiente óptimo, establecer la altura de la fase pesada H_{HL} (mínimo 1ft) y calcular la velocidad con la 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:

$$U_B = 0.7 (U_{LH}) \dots \dots \dots (3.17)$$

14) Calcular el diámetro de la bota D_B con la siguiente ecuación.

$$D_B = \sqrt{\frac{(4)12Q_{LH}}{\pi U_B}} \dots \dots \dots (3.18)$$

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:

$$\theta_{HL} = \sqrt{\frac{\pi D_B U_{HL}}{4Q_{HL}}} \dots \dots \dots (3.19)$$

Si $\theta_{LH} < t_{LH}$ entonces incrementar el diámetro de la bota, a la altura de la fase pesada agregarle 6 plg mínimo para que la interface líquido-líquido quede dentro de la bota.

3.4 Criterios del dimensionamiento del separador horizontal con mampara

(Ref. 16, 25)

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

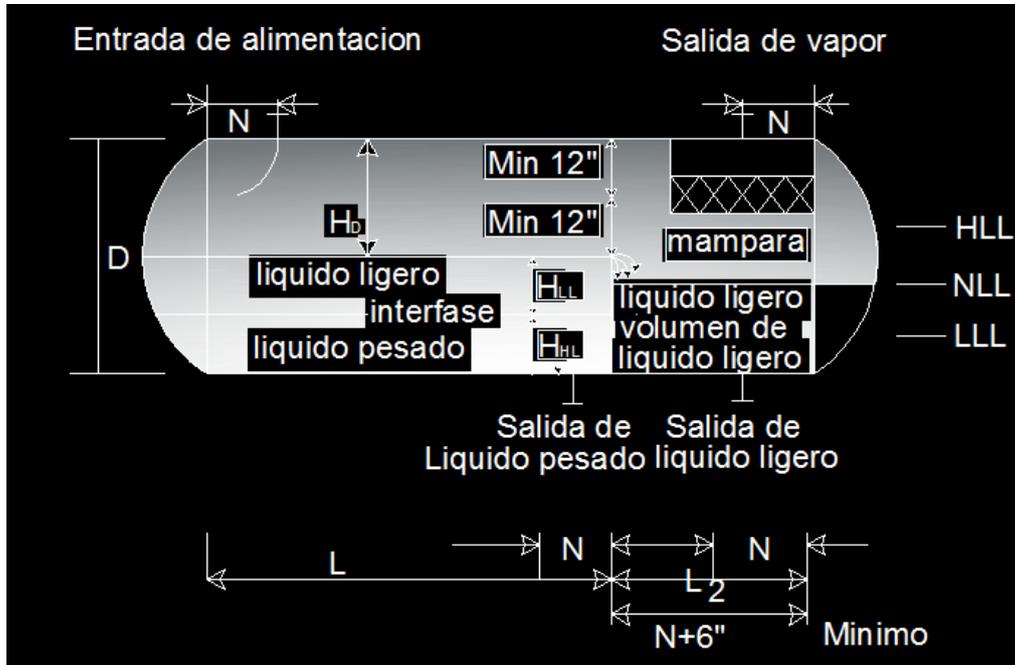


Fig. 3.3 separador horizontal con mampara.

Procedimiento de cálculo.

- 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 drenado y sobrealimentación en la tabla 1.2 del anexo A, y calcular su volumen V_H y V_S con las siguientes ecuaciones (a menos que los tiempos de residencia estén especificados).

$$V_H = T_H Q_{LL} \dots \dots \dots (3.20)$$

$$V_S = T_S Q_{LL} \dots \dots \dots (3.21)$$

- 3) Seleccionar el L/D de la tabla 1.4 del anexo A, y comenzar a calcular el diámetro del recipiente de acuerdo a la siguiente ecuación.

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

Ahora calcular el área transversal total A_T usándola ecuación 3.

4) Calcular el nivel mínimo del líquido (H_{LLL}) en el compartimiento del líquido ligero usando la siguiente ecuación.

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

Si $D < 4.0$ ft entonces $H_{LLL}=9$ plg, usando H_{LLL}/D en la tabla 1.13 del anexo A .Calcular el área del nivel mínimo de líquido A_{LLL} .

5) Establecer que la altura de la mampara con $H_W=0.8D$, si $H_W < 2$ ft 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 del drenado y sobrealimentación L_2 ver la fig. 3.3

$$L_2 = \frac{V_H + V_s}{A_T 0.8 - A_{LLL}} \text{.....} (3.24)$$

Redondear al siguiente $\frac{1}{2}$ ft, el valor mínimo de L_2 es $L_2=d_N+12$ plg.

7) Establecer la altura de la interface $H_W/2$ obteniendo las alturas de la fase ligera y pasada H_{LL} y H_{HL} .

8) Para la separación por sedimentación de los líquidos en el compartimiento, calcular el área transversal de la sección de líquido pesado, usando H_{HL}/D en la tabla 1.13 del anexo A. Calcular el área transversal de la sección de líquido ligero con la siguiente ecuación.

$$A_{LL}=A_T(0.8)-A_{HL}\text{.....} (3.25)$$

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 K_s en la tabla 1.9 del anexo A, o calcularla con el tamaño de la gota según las características de la emulsión en la tabla 1.3 del anexo A)

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 fig.3.2) para facilitar la separación líquido-líquido, escoger el valor de L_1 mayor con las siguientes ecuaciones.

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

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

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

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

13) Calcular L:

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

14) Calcular la relación (L/D) si (L/D) << 1.5 entonces minimizar D (al menos de que este alrededor del mínimo) y repetir los cálculos. Sí (L/D) >> 6 entonces incrementar D y repetir los cálculos.

15) Seleccionar el tipo de cabezales con la tabla 1.7 del anexo A, y calcular el espesor del tambor y de los cabezales con la tabla 1.8 del anexo A.

16) Calcular la superficie del tambor y de los cabezales de acuerdo a la tabla 1.8.

17) Calcular el peso aproximado del recipiente de acuerdo a la tabla 1.8.

18) Aumentar o disminuir el diámetro del recipiente en incrementos de 6 plg, hasta que L/D este en el rango de 1.5 a 6.0.

19) Con el diseño óptimo (mínimo peso), calcular los niveles normales (H_{NLL}) y máximo (H_{HLL}) de líquido.

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

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

4.1 Recipientes separadores líquido-vapor. (Ref. 1, 6)

Los recipientes separadores de líquido-vapor son equipos de proceso más comunes, pocos artículos se han escrito sobre separadores líquido-vapor y la mayoría de la información se encuentra en corporaciones dedicadas al diseño de equipos de proceso por ejemplo 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.

4.1.1 Clasificación de los separadores líquido-vapor (Ref. 25)

Los separadores a dos fases pueden ser verticales y horizontales en algunos casos puede ser necesario comparar ambos diseños para determinar cuál es el más económico. Los separadores pueden ser diseñados con o sin cojinetes separadores de niebla y también pueden tener internos. El fabricante debe de ser contactado para diseñar este tipo de recipientes, los separadores vapor-líquido verticales son preferidos para separar líquido de mezclas con la relación alta de vapor/ líquido mientras que los separadores horizontales son preferidos para separar y vapor de mezclas con un pequeño valor de relación vapor/líquido.

4.1.2 Separador horizontal (Ref.5, 19, 25)

Se muestra en la Fig. 4.1 un separador horizontal la corriente entra al separador choca con una mampara de choque causando así un cambio brusco en el momentum del vapor y líquido la fuerza de gravedad causa que las gotas de líquido descieran fuera de la corriente de vapor hacia el fondo del recipiente donde es recolectado.

El líquido recolectado se descarga del recipiente a través de una válvula y es regulado por un control de nivel que 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 donde las gotas son separadas por gravedad y descenden hacia la interface líquido-vapor.

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

Desventajas:

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

- ◆ En un recipiente horizontal es necesario tener varios lugares distintos para drenar sólidos a lo largo del recipiente y deberá estar inclinado con un ángulo de 45° a 60° el drenado debe hacerse en intervalos de tiempo muy cerrados.
- ◆ Los recipientes horizontales requieren más espacio en el plano horizontal de la planta para trabajar que en un recipiente vertical.
- ◆ 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 de líquido.
- ◆ 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.

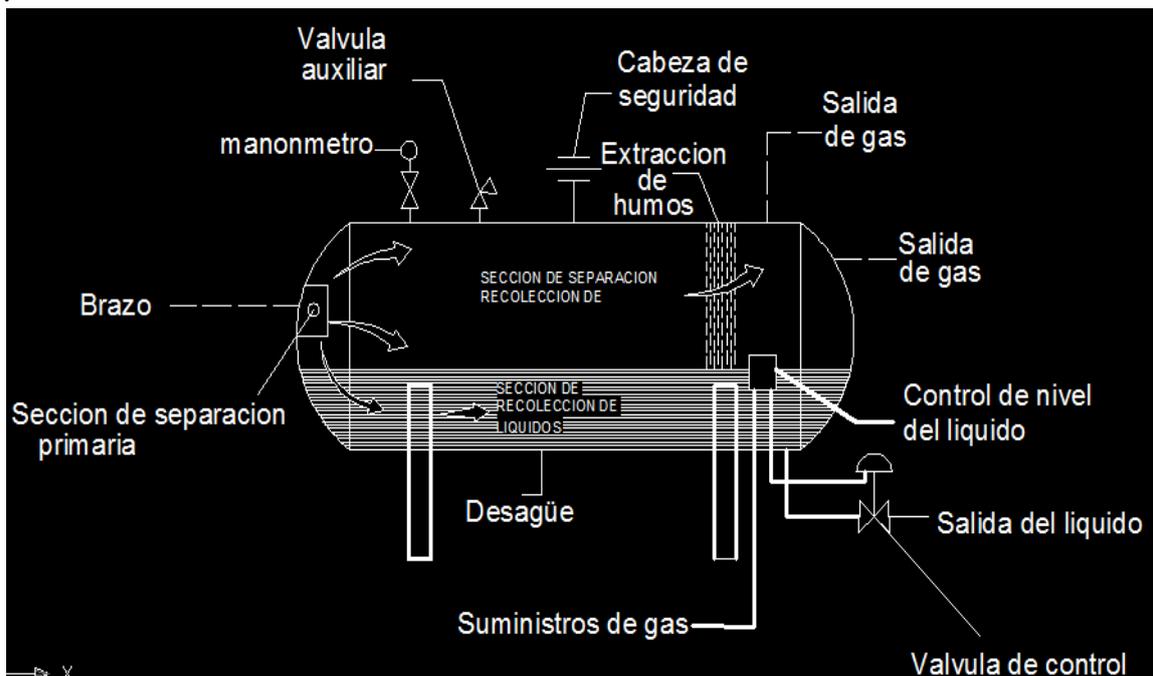


Figura 4.1 separador horizontal. (Ref. 32)

4.1.3 Separador vertical (Ref. 25)

Se observa en la Fig. 4.2 un separador vertical, esta configuración la corriente entra a través de un lado del recipiente, la primera separación provoca a la entrada por un brusco choque de mampara de choque, el líquido cae hacia la sección de recolección hasta la salida del líquido cuando el líquido alcanza el equilibrio las burbujas de vapor o gas fluye en dirección contraria 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 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 del líquido descenden verticalmente en contra del flujo de vapor, el vapor pasa a través de la sección eliminadora de niebla antes de salir del recipiente.

Desventajas:

- ◆ Puede ser difícil dar mantenimiento a la válvula de relevo y algunos controles sin escaleras especiales y plataformas.
- ◆ El recipiente por ser alto puede tener problemas al ser transportado.
- ◆ Los recipientes verticales trabajan más eficientemente en aplicaciones como lavadores de gases donde solamente la niebla es removida del gas.

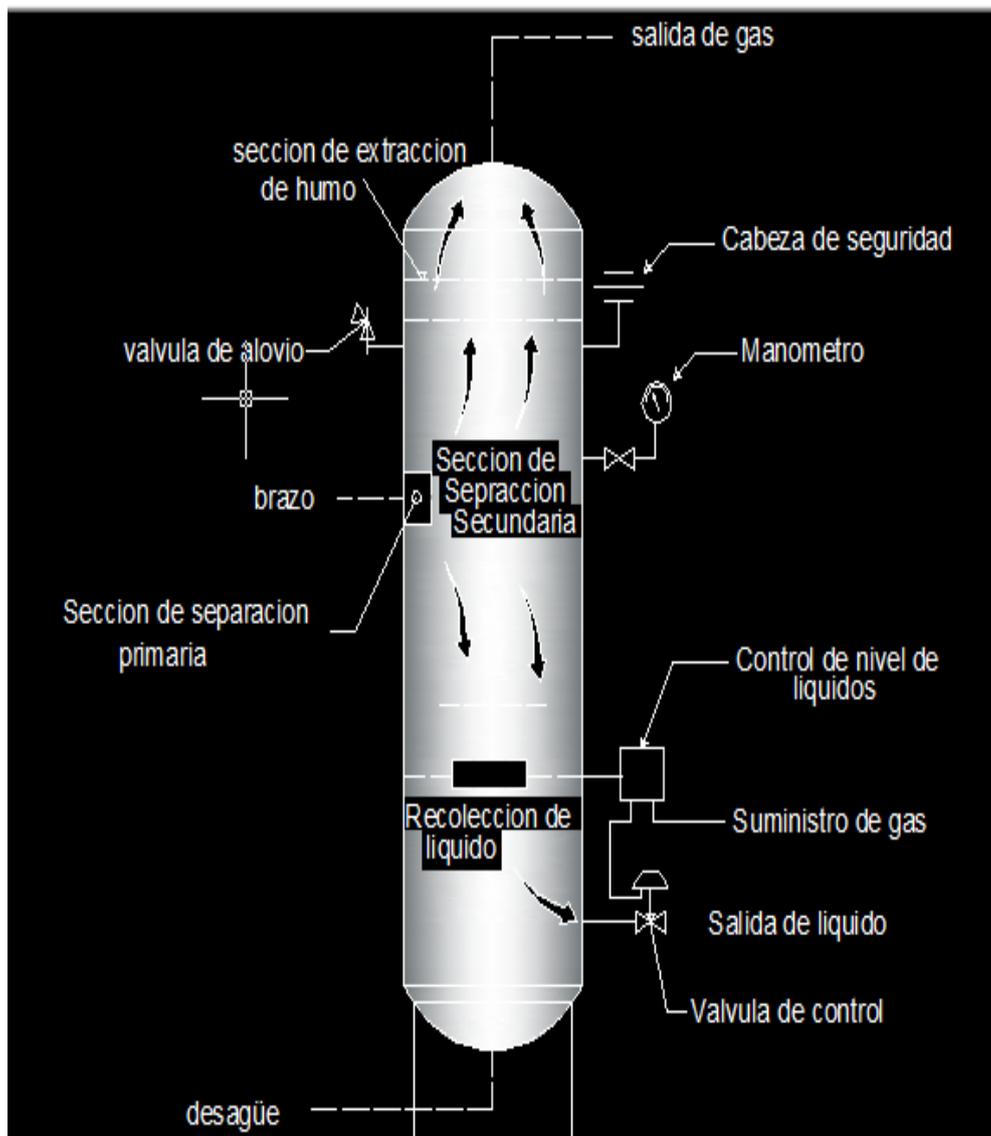


Figura 4.2 separador vertical.

4.1.4 Separadores esféricos (Ref. 7, 16)

El separador esférico es caso especial de separador vertical donde hay parte cilíndrica entre los dos cabezales. Estos separadores son ocasionalmente usados en servicios para altas presiones donde un tamaño deseado es compacto y donde los volúmenes del 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 son generalmente usados para la refinación de 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 que los horizontales o verticales por lo que usan en plataforma costa afuera.
- ◆ Capacidad limitada de volumen sobrealimentación.
- ◆ Su fabricación es difícil y costosa.
- ◆ Mínima cantidad de material de construcción para alta presiones de operación.
- ◆ Los diferentes tamaños disponibles los hacen el tipo más económico para instalaciones individuales de pozos de alta presión.

Desventaja:

- ◆ Tienen un espacio de separación muy limitado.

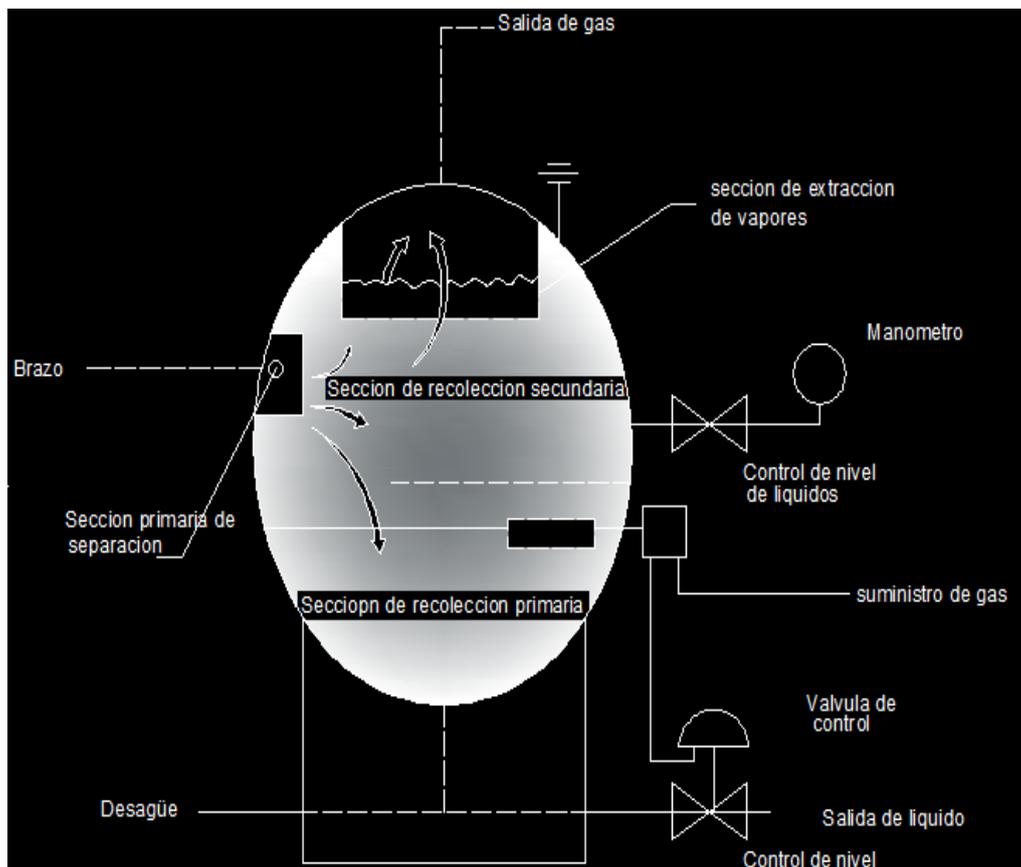


Fig. 4.3 Recipientes esféricos. (Ref. 32)

4.2 Criterios de dimensionamiento del separador vertical. (Ref. 7, 25)

El procedimiento de diseño es el resultado de la revisión de la literatura y manuales industriales de diseño este procedimiento se diseño 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.

Procedimiento de cálculo.

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

$$U_T = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\mu}} \dots\dots\dots(4.3)$$

Estableciendo que la velocidad de la fase gaseosa $U_G=0.75 U_T$ para un diseño conservador, calcular K de la siguiente tabla 1.9 del anexo A.

2) Calcular el flujo volumétrico de la fase gaseosa Q_G .

$$Q_G = \frac{W_G}{3600(\rho_G)} \dots\dots\dots(4.4)$$

3) Calcular el diámetro interno del recipiente.

$$D_{LG} = \sqrt{\frac{4Q_G}{\pi U_G}} \dots\dots\dots(4.5)$$

4) Calculo del flujo volumétrico del líquido.

$$Q_L = \frac{W_L}{60(\rho_L)} \dots\dots\dots(4.6)$$

5) Seleccionar el tiempo de drenado de la tabla 1.2 del anexo A y calcular el volumen de drenado.

$$V_H = (T_H) (Q_L) \dots\dots\dots(4.7)$$

6) Si el tiempo de sobrealimentación no es especificado, seleccionar el tiempo de la tabla 1.2 del anexo A, y calcular el volumen de sobrealimentación.

$$V_S = (T_S) (Q_L) \dots\dots\dots(4.8)$$

7) Obtener la altura del nivel del líquido H_{LLL} de la tabla 1.11 del anexo A.

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

$$H_H = \frac{V_H}{\left(\frac{\mu}{4}\right) D^2} \dots\dots\dots(4.9)$$

Nota: 1 ft como mínimo.

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

$$H_S = \frac{V_S}{\left(\frac{\mu}{4}\right) D^2} \dots\dots\dots (4.10)$$

Nota: 6 plg como mínimo.

10) Calcular la altura entre el nivel máximo de líquido y la línea central de la boquilla de alimentación ver la tabla 1.13 del anexo A.

$$H_{LIN}=12+d_N \text{ (Con mampara de choque a la entrada)}\dots\dots\dots (4.10_a)$$

$$H_{LIN}=12+0.5 (d_N) \text{ (sin mampara de choque a la entrada)}\dots\dots\dots (4.10_b)$$

Nota: El diámetro de la boquilla de alimentación d_N se calcula con la tabla 1.12 del anexo A.

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

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

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

Calcular la altura mínima con las siguientes ecuaciones:

$$H_D=36+0.2 (d_N) \text{ (sin eliminador de niebla)}$$

$$H_D=24+0.2 (d_N) \text{ (con eliminador de niebla)}$$

12) Si se usa eliminador de niebla tomar 6 plg de altura para eliminador de niebla y tomar un 1 ft desde la parte alta del eliminador hasta donde empieza el cabezal superior del recipiente, ver la fig. 4.4

13) Calcular la altura total del recipiente H_T .

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

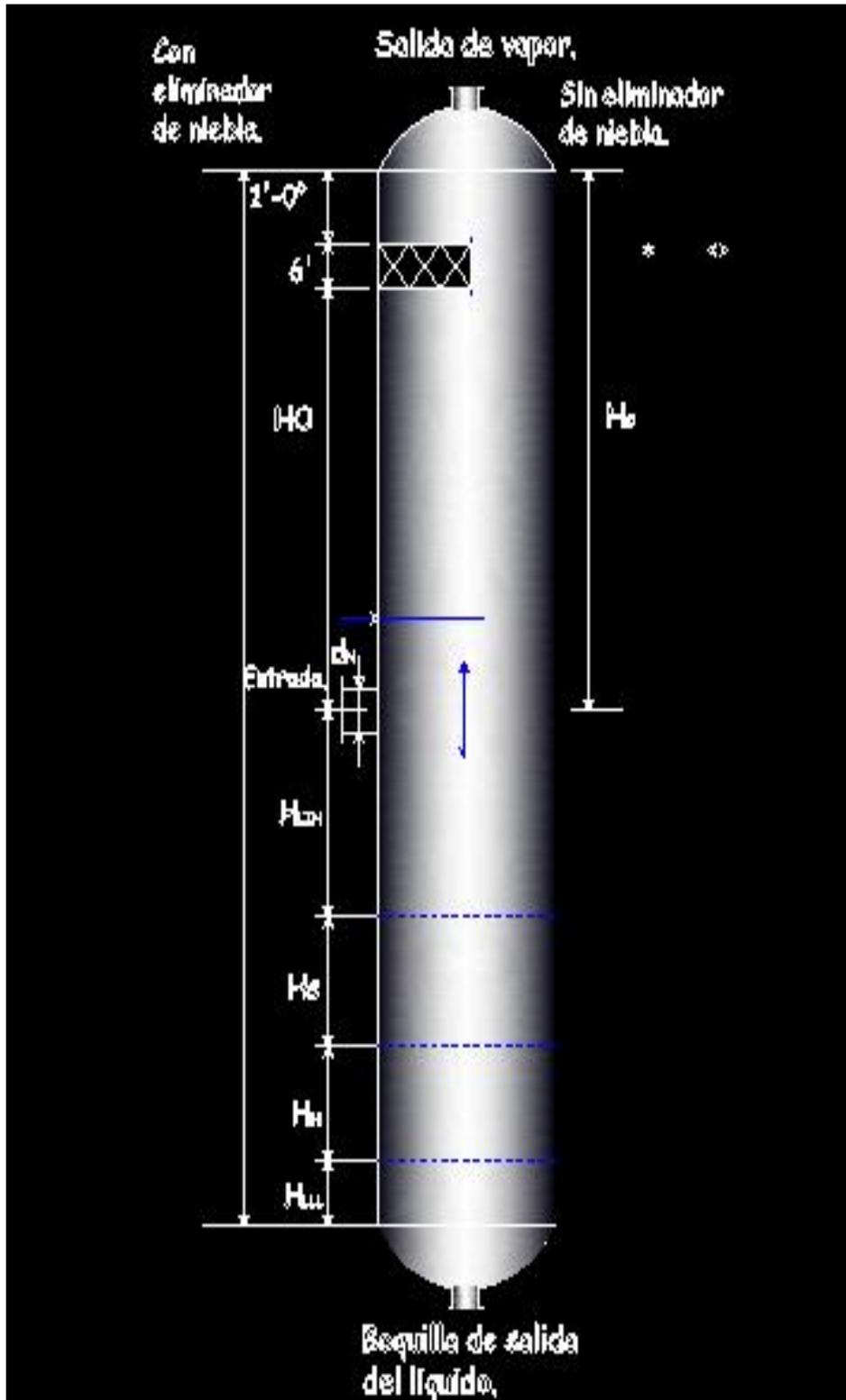


Fig. 4.4 Alturas de las secciones de un separador vertical.

4.3 Criterios de dimensionamiento del separador horizontal. (Ref. 7, 16, 25)

El procedimiento presentado API determina la velocidad permisible de la fase gaseosa que es una de las bases de diseño para del separador horizontal que debe de 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.

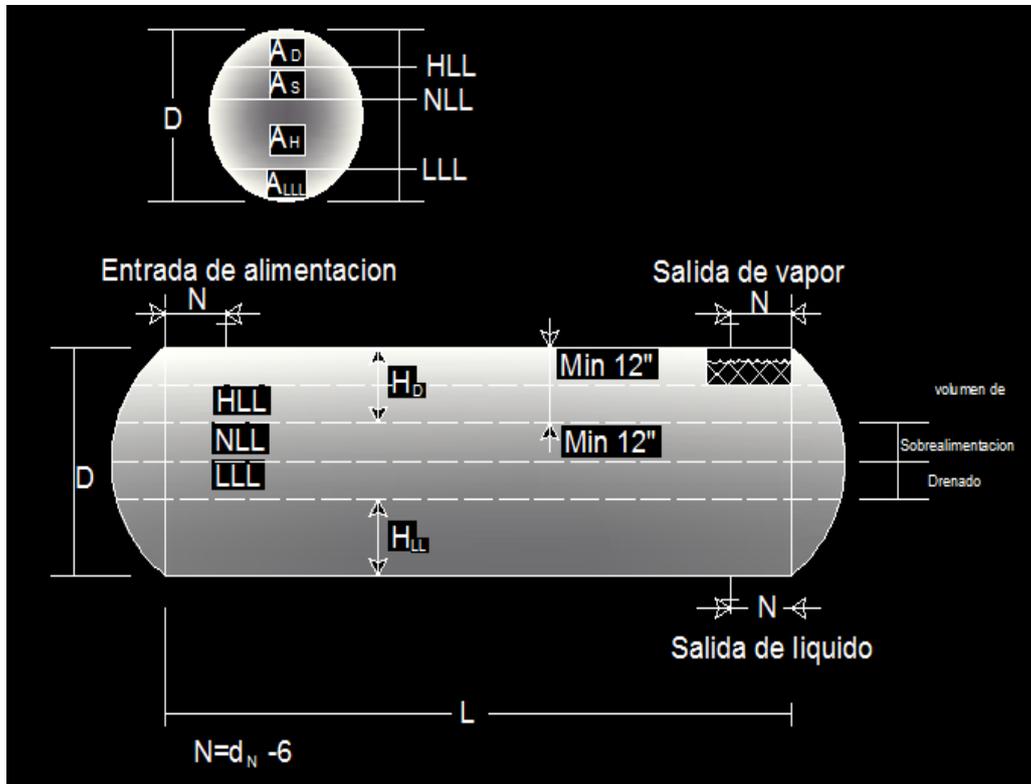


Fig. 4.5 Alturas de las secciones del separador horizontal.

Procedimiento de cálculo.

- 1) Calcular el flujo volumétrico de la fase gaseosa Q_G usando la ecuación (4.4)
- 2) Calcular del flujo volumétrico del líquido Q_L usando la ecuación (4.5)
- 3) Calcular la velocidad terminal U_T usando la ecuación (4.5).

El valor de K se toma de la tabla 1.9 del anexo A, sin eliminador de niebla

- 4) Seleccionar el tiempo de drenado de la tabla 1.2 del anexo A, 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 1.2 y calcular el volumen de sedimentación V_S usando la ecuación (4.7)

6) Selecciona la relación L/D de la tabla 1.4 del anexo A, y calcular el diámetro de acuerdo a la siguiente ecuación.

$$D = \left[\frac{(4V_H + V_S)}{\pi(0.6)(L/D)} \right]^{1/3} \dots\dots\dots (4.13)$$

Calcular en área transversal total.

$$A_T = \frac{\pi D^2}{4} \dots\dots\dots (4.14)$$

7) Calcular la altura del nivel máximo de líquido H_{LLL} usando la tabla 1.11 del anexo A, o con la siguiente ecuación. Ver la fig. 4.5

$$H_{LLL} = 0.5 (D) + 7 \dots\dots\dots (4.15)$$

8) Usando H_{LLL}/D obtener A_{LLL}/A_T usando la tabla 1.13 del anexo A, y calcular el área requerida para el nivel mínimo de líquido de líquido A_{LLL}.

9) Si no se usa el eliminador de niebla la altura mínima del área de sedimentación por gravedad de la fase gaseosa A_D debe de ser tan grande como 0.2 D o 1 ft, si no se usa eliminador de niebla la mínima altura del área de sedimentación por gravedad debe de ser tan grande como 0.2 D o 2 ft.

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

$$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_D - A_{LLL}} \dots\dots\dots (4.16)$$

11) Calcular el tiempo de goteo del líquido φ.

$$\phi = \frac{H_D}{U_G} \dots\dots\dots (4.17)$$

12) Calcular la velocidad real del vapor U_{RG}.

$$U_{RG} = \frac{Q_G}{A_D} \dots\dots\dots (4.18)$$

13) Calcular la longitud mínima requerida para liberación del líquido-vapor

$$L_{MIN} = U_{RG} \phi \dots\dots\dots (4.19)$$

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} >> L entonces incrementar H_D y repetir desde el paso 9.

- ◆ Si $L > L_{\text{MIN}}$ el dimensionamiento es aceptable para la esparción vapor-líquido.
- ◆ Si $L \gg L_{\text{MIN}}$ (El volumen de drenado es predominante).

Los pasos 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 para 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 1.7 y 1.8 del anexo A.

16) Calcular el área superficial del cilindro del recipiente y de los cabezales de acuerdo a la tabla 1.8 del anexo A.

17) Calcular el peso aproximado de acuerdo con la tabla 1.8 del anexo A.

18) Incrementar o disminuir el diámetro en valores de 6 plg y repetir los cálculos en un rango de L/D de 1.5 a 6.0

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

$$A_{\text{NLL}} = A_{\text{LLL}} + \frac{V_H}{L} \dots \dots \dots (4.20)$$

Con A_{NLL}/A_T obtener H_{NLL} de la tabla 1.13 del anexo A.

$$H_{\text{HLL}} = D - H_D \dots \dots \dots (4.21)$$

5.1 Recipientes separadores líquido-líquido-vapor. (Ref. 7)

En la industria química y petrolera se hace necesario incorporar sistemas que permitan la separación simultánea de fases líquidas de mezclas inmiscibles y corrientes de gases o vapores, constituyendo corrientes de tres fases o trifásicas. La separación de mezclas de gas líquido ligero y líquido pesado se logra mediante una combinación apropiada de los siguientes factores: gravedad, fuerza centrífuga y de choque dentro del cuerpo del recipiente.

El principio de operación básico es el proporcionar una velocidad suficientemente baja para que el vapor y los líquidos se separen, también se debe considerar apropiadamente el volumen de almacenamiento de líquido. La velocidad de asentamiento está basada en el fenómeno que ocurre cuando un cuerpo se mueve en el seno de un fluido viscoso, donde la resistencia que presenta el medio depende de la velocidad relativa y de la forma del cuerpo.

Los separadores líquido-líquido-vapor son comúnmente llamados separadores de tres fases o trifásicos (free-water-knockout) 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:

- ◆ Directamente del pozo de producción.
- ◆ De un separador operando a altas presiones.

El separador debe de ser diseñado para separar el gas que se libera desde un líquido así como el agua y el crudo, el agua libre y removida está en función de los métodos para controlar una buena separación y la remoción del crudo.

5.2 Selección de separadores líquido-líquido-vapor. (Ref. 7)

La configuración vertical solo se usa cuando la cantidad de vapor es muy 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 simple a veces hay que evaluar cual es el más económico.

Existen diferentes variaciones del separador horizontal trifásico, la selección de separación de líquidos es generalmente suministrada con dispositivos que controlan el nivel de interface estos pueden incluir una bota y/o mampara, la bota se especifica típicamente cuando el volumen de la fase pesada no es la 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 interface es difícil de controlar tal como en hidrocarburos pesados cuando hay grandes cantidades de emulsiones o cuando hay parafinas presentes.

5.3 Criterios de dimensionamiento del separador vertical. (Ref.25)

Para los separadores verticales, el diámetro requerido para la sección de sedimentación por gravedad se calcula como del la misma manera que en caso anterior líquido-vapor. En el dimensionamiento del separador las alturas de las fases 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 líquidos el tiempo de residencia debe ser tan grande como el tiempo requerido para que las gotas de líquido pesado sedimenten fuera de la fase ligera.

El tiempo de drenado de líquido ligero debe de ser adicionado al tiempo de residencia, la altura del recipiente vertical se calcula de la misma manera que en el caso del recipiente líquido-vapor.

El siguiente procedimiento incorpora la optimización del diámetro y la minimizado el peso del recipiente, para un diseño conservador el volumen de os cabezales se ignora.

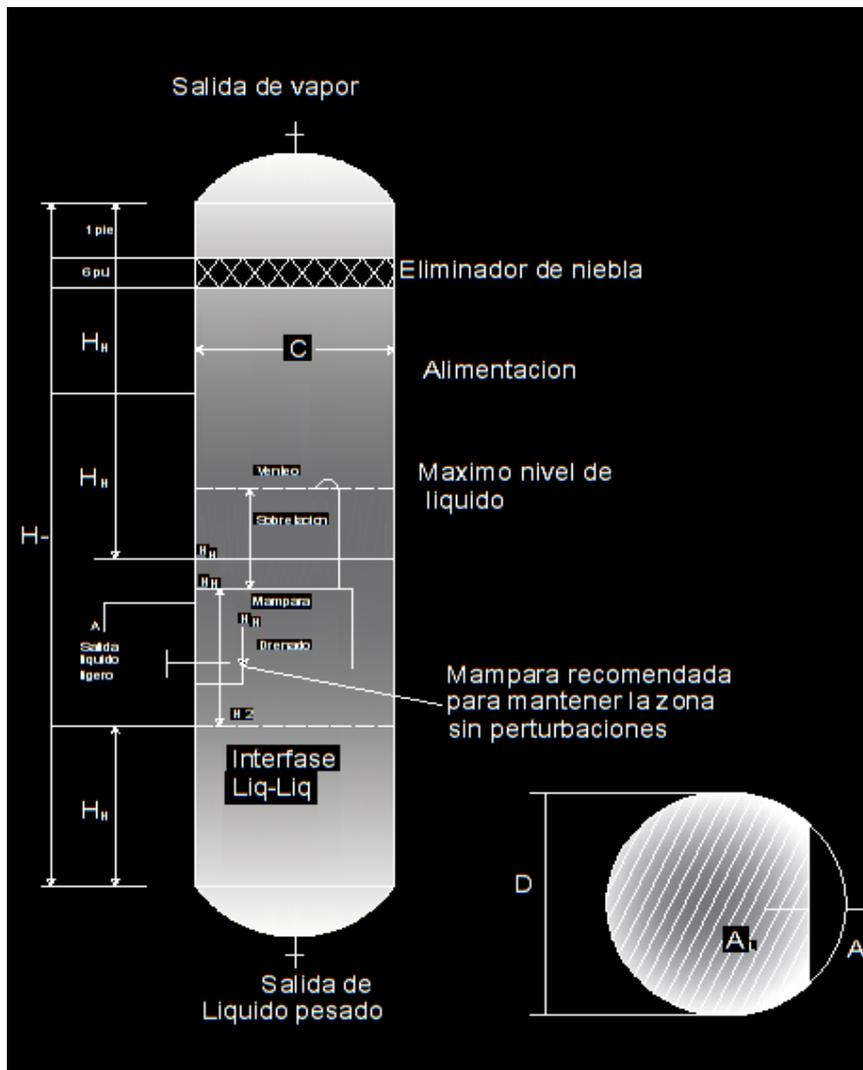


Fig. 5.1 Separador vertical trifásico.

CAPÍTULO V. SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO-VAPOR

Procedimiento de cálculo.

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 algunos de los métodos en la tabla 1.11 del anexo A, 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 de soporte y redondear hasta 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).

$$U_{HL} = \frac{K_s (\rho_H - \rho_L)}{\mu} \dots\dots\dots (5.4)$$

5) Calcular la velocidad de ascensión del líquido ligero saliendo de la fase pesada usando ley de Stokes.

$$U_{LH} = \frac{K_s (\rho_H - \rho_L)}{\mu} \dots\dots\dots (5.5)$$

6) Calcular el flujo volumétrico de las fases ligeras y pesadas 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 interface líquido-líquido hasta la línea central de la boquilla de alimentación $H_L = 1\text{ft}$ para satisfacer la distancia en la que a través de ella

CAPÍTULO V. SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO-VAPOR

la sedimentan las gotas de líquido pesado y calcular del tiempo de sedimentación de la gota pesada.

$$t_{HL} = \frac{12H_{HL}}{V_{HL}} \dots\dots\dots (5.8)$$

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

$$t_{HH} = \frac{12H_{HH}}{V_{HL}} \dots\dots\dots (5.9)$$

9) Si lleva mampara, calcular el área requerida para que desdeñen en la fase líquida A_D ver la Fig. 5.1

- a) Calcular $(\rho_L - \rho_G)$
- b) Suponer la altura entre la línea central de la boquilla saliendo del líquido ligero y a la mampara a H_R (usar 1 plg como mínimo) y calcular H_L y H_R .
- c) Usar la gráfica G del anexo B para obtener el flujo descendente permisible.
- d) Calcular el área requerida para que descienda el líquido A_D con la siguiente ecuación.

$$A_D = \left[\frac{7.48 gal}{ft^3} \right] \left[\frac{60 min}{hr} \right] \left[\frac{Q_{LL} + Q_{HL}}{G} \right] \dots\dots\dots (5.10)$$

- e) Suponer la longitud requerida para que descienda el líquido pesado con W_D/D .
- f) calcular W_D/D .
- g) Usar la tabla 1.13 del anexo A, áreas y alturas cilíndricas para definir 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 A_D .
- k) Calcular el área de la mampara por el líquido ligero.

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

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

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

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

Incrementar el diámetro del recipiente y repetir el procedimiento desde el paso 7 (la separación de los líquidos se controla).

11) Calcular la altura del líquido ligero entre la boquilla de salida de líquido 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 9 para asegura que el valor se a razonable, si la sobrealimentación no es especificada calcular la altura basado en el tiempo de sobrealimentación.

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

12) Calcular la altura del recipiente.

Donde:

H_A= altura de liquido arriba de mampara (6 plg como mínimo).

H_{BN}= altura entre el nivel de liquido arriba de la mampara hasta la boquilla de alimentación = ½ d_N+(2ft o H_S+0.5 ft).

13) Calcular la altura del espacio de liberación de la fase gaseosa H_D.

H_D=0.5D o un mínimo de 36 plg.+ ½ d_N (sin eliminador de niebla)

24 plg.+ ½ d_N (con eliminador de niebla)

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 adicionaran las alturas de acuerdo a la figura 5.1.

5.4 Criterios de dimensionamiento del separador horizontal. (Ref. 25)

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 los líquidos ligero y pesado se calculan las velocidades de sedimentación y los tiempos de sedimentación, el tiempo de residencia real para la fase pesada y ligera es calculado y comparado con el tiempo requerido para la sedimentación como en el caso del recipiente vertical.

Se presentara el dimensionamiento de cuatro configuraciones de separadores horizontales.

- ◆ Separador horizontal.
- ◆ Separador horizontal con bota.
- ◆ Separador horizontal con mampara.
- ◆ Separador horizontal con mampara y cubo.

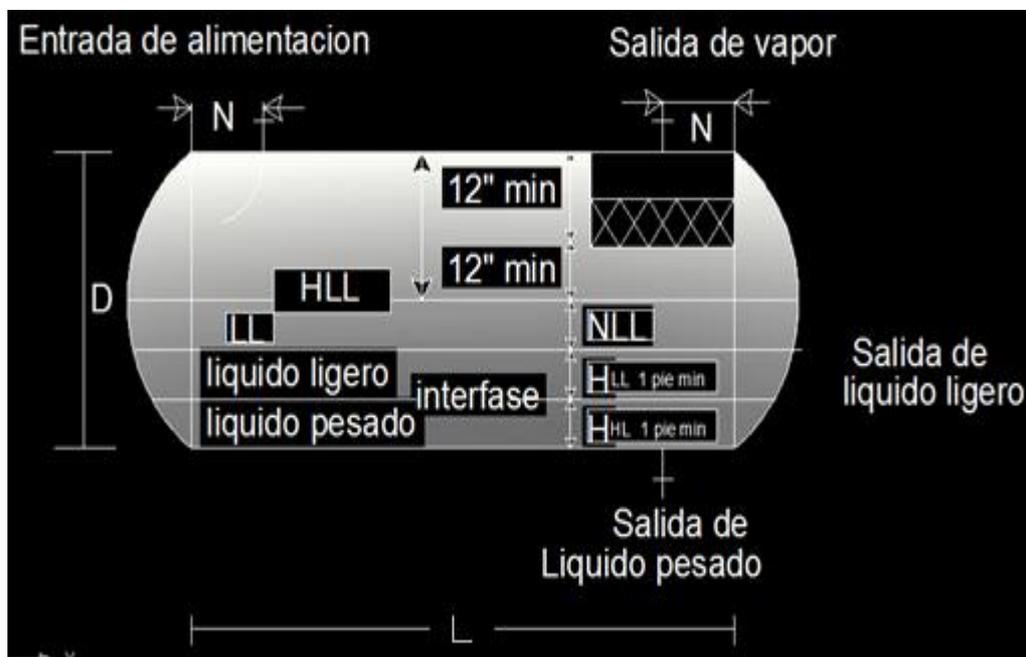


Fig. 5.2 Separador horizontal.

Procedimiento de cálculo.

- 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

CAPÍTULO V. SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO-VAPOR

3) Calcular la velocidad Terminal U_T usando la ecuación 5.1 (seleccionar el valor de K de la tabla 1.11 del anexo A. Establecer $U_G=0.75U_T$.

4) Seleccionar los tiempos de drenado y sobrealimentación de la tabla 1.2 del anexo A, y calcular los volúmenes V_H y V_S (a menos de 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 1.4 del anexo A, y calcular el diámetro con la siguiente ecuación.

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

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 ft , 1 ft si no usa eliminador de niebla. Usando H_D/D en la tabla 1.13 del anexo A, de áreas y alturas 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 1.13 del anexo A, de áreas y alturas y calcular $(A_{HL}+A_{LL})$.

9) Calcular la mínima longitud para acomodar el volumen de drenado y sobrealimentación de 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 de 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 $L < L_{LI N}$ entonces establecer $L = L_{LI N}$, la separación líquido-vapor se controla esto da como resultado algún volumen extra de drenado y en el tiempo de residencia. Si $L \ll L_{LI N}$ entonces incrementar H_D r recalculer A_D y repetir desde el paso 9.

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

14) Calcular la velocidad de sedimentación de 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_S en la tabla 1.1 del anexo A).

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

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

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

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

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

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

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

Para calcular la longitud del recipiente requerido por cada fase líquida usar las siguientes ecuaciones.

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

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

CAPÍTULO V. SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO-VAPOR

18) Calcular la relación L/D si $L/D \ll 1.5$ decrecer D (a menos de que este 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 1.8 del anexo A, y calcular el espesor del tambor y los cabezales de acuerdo a la tabla 1.9 del anexo A.

20) Calcular el área superficial del tambor y de los cabezales de acuerdo a la tabla 1.9.

21) Calcular el peso aproximado de acuerdo a la tabla 1.9.

22) Incrementar o decrementar el diámetro del recipiente con incrementos de 6 plg y repetir el cálculo para el L/D que este dentro del rango de 1.5 a 6.0.

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

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

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

Obtener H_{NLL} usando la tabla 1.13 del anexo A, con el valor de A_{NLL}/A_T

5.5 Criterios de dimensionamiento del separador horizontal con bota para líquido pesado. (Ref. 25)

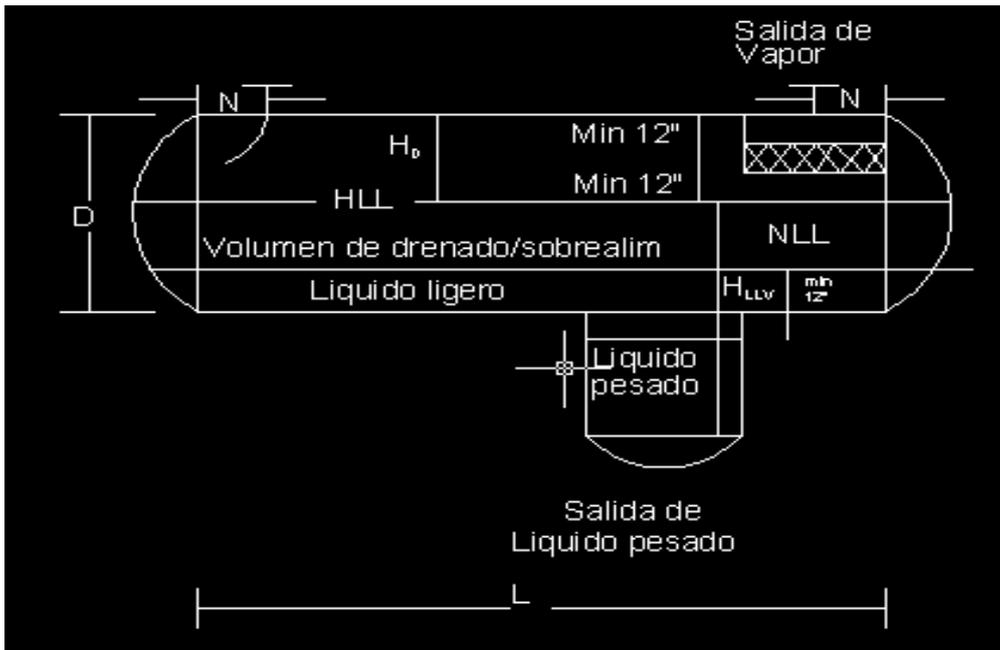


Fig. 5.3 Separador horizontal con bota.

Procedimiento de cálculo.

- 1) Calcular el flujo volumétrico del vapor Q_G usando la ecuación 5.2
- 2) Calcular el flujo volumétrico de la fase 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 5.1

El valor de K se toma de la tabla 1.9 del anexo A, establecer $U_G=0.75U_T$.

4) Seleccionar el tiempo de drenado y sobrealimentación de la tabla 1.2 y calcular el volumen de drenado y sobrealimentación V_S y V_H con las ecuaciones 5.18 y 5.19 (sino están especificados)

5) Selecciona la relación L/D de la tabla 1.4 del anexo A, y con este calcular el diámetro de acuerdo a la siguiente ecuación

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

Entonces calcular el área transversal A_T usando la ecuación 7.21

CAPÍTULO V. SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO-VAPOR

6) Situar la altura de la fase gaseosa H_D tan grande como $0.2D$ o $2ft$ sin se usa eliminador de niebla.

Usando H_D/D en la tabla 1.13 del anexo A, 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 Fig.5.3)

8) Calcular el área transversal del líquido ligero encima del fondo del recipiente A_{LLV} usando H_{LLB}/D en la tabla 1.13 del anexo A.

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 de líquido ϕ 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 líquido del vapor L_{LIN} usando la ecuación 5.25

13) Si $L < L_{LIN}$ entonces establecer $L = L_{LIN}$, la separación líquido-vapor se controla esto da como resultado algún volumen extra de drenado y en el tiempo de residencia. Si $L \ll L_{LIN}$ entonces incrementar H_D r recalculer A_D y repetir desde el paso 9.

Si $L > L_{LIN}$ L puede ser reducido y L_{MIN} puede ser incrementado si H_D es reducido y solo puede ser reducido tanto como se especifica en el paso 6 (H_D reducida, recalcula A_D y repetir el procedimiento desde el paso 9).

14) Calcular la velocidad de sedimentación de 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 obtener el valor de K_S en la tabla 1.9 del anexo A.

15) Calcular los tiempos de residencia de las fases ligera y pesada.

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

16) Calcular el tiempo de residencia de líquido ligero.

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

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

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

18) Calcular la relación L/D si $L/D \ll 1.5$ decrecer D (a menos de que este 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 1.8 del anexo A, y calcular el espesor del tambor y los cabezales de acuerdo a la tabla 1.9 del anexo A.

20) Calcular el área superficial del tambor y de los cabezales de acuerdo al a tabla 1.9 del anexo A.

21) Calcular el peso aproximado de acuerdo a la tabla 1.9

22) Incrementar o decrementar el diámetro del recipiente con incrementos de 6 plg y repetir el cálculo para el L/D que este dentro del rango de 1.5 a 6.0

23) Con el optimo dimensionamiento del recipiente (mínimo peso) para calcular el nivel normal (H_{NLL}) y máximo líquido. (H_{HLL}).

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

$$A_{NLL} = A_{LV} + V_H/L \dots \dots \dots (5.39)$$

Obtener H_{NLL} usando la tabla 1.13 del anexo A, con el valor de A_{NLL}/A_T .

24) Dimensionamiento de la bota para líquido ligero.

Establecer la altura de líquido pesado H_{HL} calcular la velocidad ascendente del líquido ligero saliendo de U_{LH} . Establecer $U_P = 0.75 U_{LH}$ calcular el diámetro del bota.

$$D_B = \sqrt{\frac{(4)12Q_{HL}}{\pi U_P}} \dots \dots \dots (5.40)$$

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

$$T_{LH} = 12(H_{LH})/U_{LH} \dots \dots \dots (5.41)$$

25) Calcular el tiempo de residencia de líquido pesado.

$$\theta_{LH} = \frac{\pi D_B^2 H_{HL}}{4Q_{HL}} \dots \dots \dots (5.42)$$

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

5.6 Criterios de dimensionamiento del separador horizontal con mampara (Ref. 25)

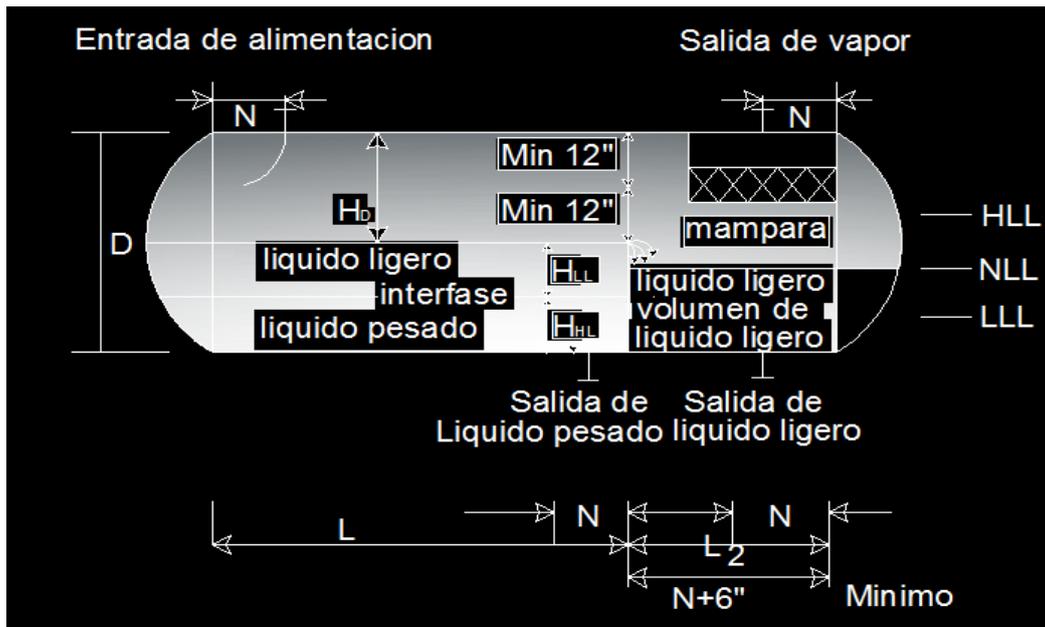


Fig. 5.4 separador horizontal con mampara.

Procedimiento de cálculo.

- 1) Calcular el flujo volumétrico del vapor Q_G usando la ecuación 5.2
- 2) Calcular el flujo volumétrico de la fase 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 5.5. El valor de K se toma de la tabla 1.9 del anexo A, establecer $U_G=0.75U_T$
- 4) Seleccionar el tiempo de drenado y sobrealimentación de la tabla 1.2 de los anexos y calcular el volumen V_S y V_H con las ecuaciones 5.18 y 5.19 (al menos de estén especificados)
- 5) Selecciona la relación L/D de la tabla 1.4 del anexo A, y con este calcular el diámetro de acuerdo a la siguiente ecuación

$$D = \left[\left(\frac{4(V_H - V_S)}{0.6\pi \left(\frac{L}{D}\right)} \right)^{1/3} \right] \dots\dots\dots (5.43)$$

Entonces calcular el área transversal A_T usando la ecuación 5.21.

- 6) Situar la altura de la fase gaseosa H_D tan grande como $0.2D$ o 2ft sin se usa eliminador de niebla.

Usando H_D/D de las tablas en la tabla 1.13 del anexo A, obtener A_D/A_T y calcular A_D .

7) Calcular el nivel del líquido bajo en el compartimiento del líquido ligero usando la ecuación 5.44 o ver la tabla 1.3 del anexo A.

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

8) Calcular la altura de la mampara.

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

9) Calcular la longitud mínima para acomodar el volumen de drenado y sobrealimentación del líquido $H_{LL}=0$, L_2 . (Ver la Fig. 5.4)

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

10) Establecer la altura de la interface $H_W/2$ obteniendo las alturas de la fase ligera y pesada, H_{LL} , H_{HL} .

11) Para la sedimentación de los líquidos en el compartimiento, calcular el área transversal de la sección de líquido pesado, usando H_{HL}/D en la tabla 1.13 del anexo A, y calcular el área transversal de la sección de líquido ligero con:

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

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} (Encontrar en la tabla 1.9 del anexo A, el valor de K_S)

13) Calcular el tiempo de sedimentación de líquido ligero saliendo de la fase pesada.

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

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

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

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

$$L_1 = \left[\frac{t_{HL} Q_{LL}}{A_{LL}} \right]$$

CAPÍTULO V. SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO-VAPOR

15) Calcular la longitud del recipiente L:

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

16) Calcular el tiempo de goteo Φ 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 separación líquido-vapor L_{MIN} usando la ecuación 5.25

19) Si $L < L_{LI N}$ entonces establecer $L=L_{LI N}$, la separación líquido-vapor se controla esto da como resultado algún volumen extra de drenado y en el tiempo de residencia. Si $L \ll L_{LI N}$ entonces incrementar H_D r recalcula A_D y repetir desde el paso 9.

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

20) Calcular la relación L/D si $L/D \ll 1.5$ decrecer D (a menos de que este alrededor del mínimo) y si $L/D \gg 6.0$ incrementar D y repetir el cálculo desde el paso 6.

21) Seleccionar el tipo de cabezales con la tabla 1.7 del anexo A, y calcular el espesor del tambor y cabezales de acuerdo a la tabla 1.8 del anexo A.

22) Calcular el área del tambor y los cabezales de acuerdo con la tabla 1.7 del anexo A.

23) Calcular el peso aproximado del recipiente de acuerdo a la tabla 1.8 del anexo A

24) Aumentar o disminuir el diámetro en incrementos de 6 plg hasta que el L/D este en el rango de 1.5 a 6.0

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

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

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

Obtener H_{NLL} usando la tabla 1.13 del anexo A, con el valor de A_{NLL}/A_T .

5.7 Criterios de dimensionamiento del separador horizontal con cubo y mampara

(Ref. 7, 25)

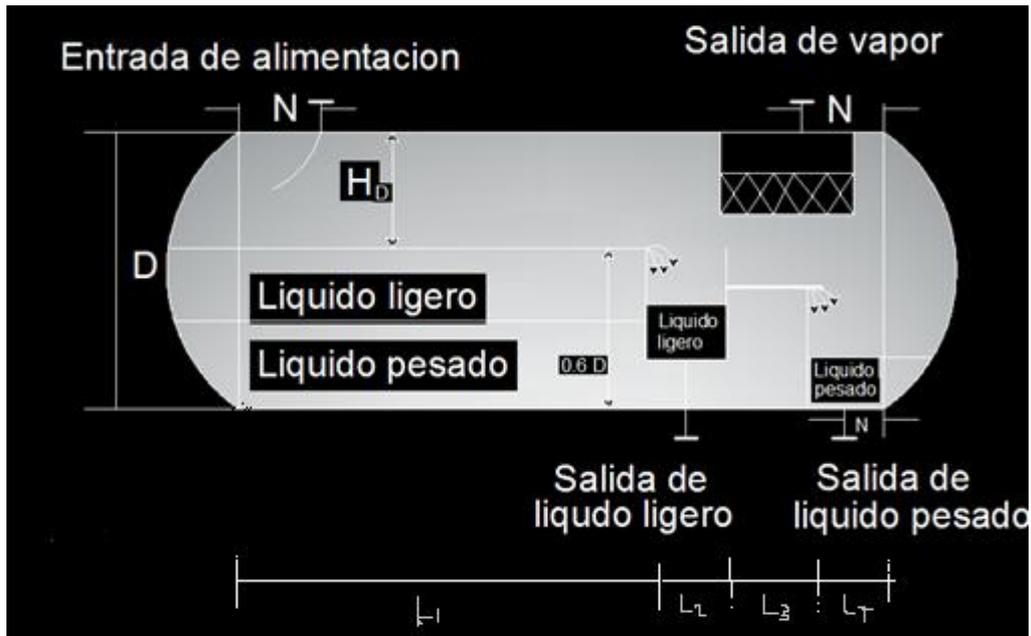


Fig. 5.5 Separador horizontal con la configuración cubo y mampara.

Procedimiento de cálculo.

- 1) Calcular el flujo volumétrico del vapor Q_G usando la ecuación 5.2
- 2) Calcular el flujo volumétrico de la fase 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 5.1 encontrar el valor de K se toma de la tabla 1.9 del anexo A, establecer que $U_G=0.75U_T$
- 4) Seleccionar los tiempos de residencia para líquido ligero y pesado Q_{HL} , Q_{LL}

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

- 5) Selecciona la relación L/D de la tabla 1.4 del anexo A, y con este calcular el diámetro de acuerdo a la siguiente ecuación

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

Entonces calcular el área transversal A_T usando la ecuación 5.21.

CAPÍTULO V. SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO-VAPOR

6) Situar la altura de la fase gaseosa H_D tan grande como $0.2D$ o $2ft$ sin se usa eliminador de niebla. Usando H_D/D en la tabla 1.13 del anexo A, obtener A_D/A_T y calcular A_D .

7) Calcular la longitud requerida para la separación líquido-líquido L_1 . (Ver la fig. 5.5)

$$L_1 = \left[\left(\frac{4(Q_{LL}(\theta_{LL}) + Q_{HL}(\theta_{HL}))}{A_T - A_D} \right) \right] \dots\dots\dots (5.55)$$

8) Calcular el tiempo de goteo de líquido ϕ usando la ecuación 5.23

9) Calcular la velocidad real de la fase gaseosa U_{RG} usando la ecuación 5.24

10) Calcular la longitud mínima requerida para la separación líquido del vapor L_{LIN} usando la ecuación 5.25

11) Si $L < L_{LIN}$ entonces establecer $L = L_{LIN}$, la separación líquido-vapor se controla esto da como resultado algún volumen extra de drenado y en el tiempo de residencia. Si $L \ll L_{LIN}$ entonces incrementar H_D r recalcular A_D y repetir desde el paso 7.

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

$$H_{LL} = \left[\frac{0.001280(\theta_{LL})(\Delta S_G)D_P^2}{\mu_L} \right] \dots\dots\dots (5.55)$$

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) El diseño del cubo para líquido ligero, establecer el borde de la mampara de líquido ligero = $D - H_D$ suponer que el fondo de de $0.124D$, seleccionar el tiempo de drenado y sobrealimentación (10-15 min), suponer H_{LL} de 6 plg debajo de la altura de la mampara y L_{LL} de 6 plg encima del fondo del cubo, usando la tabla 1.13 del anexo A, con H_{HL}/D y H_{LLL}/D calcular A_{HLL}/A_{LLL} .

Calcular la longitud del cubo L_2 :

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

CAPÍTULO V. SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO-VAPOR

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

16) Calcular la longitud entre la mampara de líquido pesado y donde empieza el cabezal L_4

$$L_4 \left[\frac{(T_H + T_S) Q_{LL}}{A_{HLL} - A_{LLL}} \right] \dots\dots\dots (5.59)$$

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 $L/D \ll 1.5$ decrecer D (a menos de que este alrededor del mínimo) y si $L/D \gg 6.0$ incrementar D y repetir el cálculo desde el paso 6.

19) Seleccionar el tipo de cabezales con la tabla 1.7 del anexo A, y calcular el espesor del tambor y cabezales de acuerdo a la tabla 1.8 del anexo A.

20) Calcular el área del tambor y los cabezales de acuerdo con la tabla 1.7 del anexo A.

21) Calcular el peso aproximado del recipiente de acuerdo a la tabla 1.8 del anexo A

22) Aumentar o disminuir el diámetro en incrementos de 6 plg hasta que el L/D este en el rango de 1.5 a 6.0

CONCLUSIONES

Este trabajo tiene la aportación de ser un manual de consulta que le permita al ingeniero de diseño la información necesaria para un diseño en particular de un equipo de proceso, se reúne las herramientas de diseño como códigos aplicables, normas y estándares de diseño para los recipientes de almacenamiento y separadores.

Esta obra muestra los criterios generales de los recipientes de proceso como tiempo de residencia, tiempo de drenado, tiempo de sobrealimentación, diámetro de gota, velocidad de asentamiento, relación L/D, selección de material de construcción, selección y cálculo de espesores de cabezales y tambor se puede saber el peso aproximado del recipiente, esto permite saber cuál es el más óptimo, hoja de datos de equipo de proceso, es donde se plasma las condiciones de operación, proceso, código, dimensiones del equipo y especificaciones del 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 diseño se debe buscar que el diseño satisfaga los requerimientos de proceso y que el equipo resulte lo más económico posible.

En el mercado existen procedimientos para diseñar los recipientes de almacenamiento y separadores, algunos utilizan ecuaciones matemáticas complicadas, nomogramas, métodos de prueba y error. Algunos de estos procedimientos no consideran los criterios mencionados se encuentran ecuaciones de dimensionamiento de recipientes para un servicio en específico, que se basan en un solo criterio el del tamaño de la gota.

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 sección VIII, división I y II, código API.

Se aportan los criterios de dimensionamiento y ecuaciones sencillas estructuradas de tanques de almacenamiento vertical y horizontal, las configuraciones principales de los recipientes separadores son el vertical y el horizontal, pero en algunos casos son de utilidad otras opciones como los recipientes horizontales con bota, mamparas y cubo-mampara que no solo facilitan el control de flujos, sino además pueden reducir el costo del recipiente. Con toda esta información se pueden diseñar recipientes de tanques de almacenamiento y separadores para diferentes condiciones y servicios de operación.

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. API 650 "Welded Steel Tanks For Oil Storage 10^o Ed, 1998, Addenda, 2003.
5. API 653 Tanks Inspection, Repair, Alteration y Reconstruction 3^{era} Ed, Sep, 2003.
6. American Society of Mechanical Engineers (ASME) "Boiler and Pressure Vessel Code" Sec. VIII division I, New York, 1986.
7. A.M., "Surface Production Operations" Vol 1, Gulf Publishing Company, Houston, 1986.
8. B.Y., "Process Equipment Design" John Willey y Sons, New York, 1959.
9. Bednar. H. Pressure Vessel Design Handbook, 2a. Ed, Van Nostrand, 1986.
10. Crane "Flujo de Fluidos en válvulas, accesorios y tuberías" Ed. Graw Hill, Mex. D.F. 1992.
11. Álvarez F.C. Diseño de equipo, Tanques y Recipientes, Colección de cuadernos de posgrado, Facultad de Química UNAM, 1995, segunda edición.
12. Driedger W. "Controlling Vessel and Tanks, Hydrocarbon Processing, March 2000.
13. P.E., "Chosen Materials for High-Temperature Environments" Chemical Engineering Progress, February, 2001.
14. Evans F. "Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants" Gulf Publishing Company, Vol.2, Houston, 1980.
15. F.C.H.N.O.H. York Co. Demystification the selection of". Chemical Engineering, November, 1993.
16. Gas Process Association "Engineering Data Book Vol. 1 section 6,7,17, Tulsa, 1998.
17. General Physics Corporation, "Corrosion" Ed. GP Courseware, Tulsa, 1981.
18. Gerunda A, "How to size liquid-vapor separators". Chemical Engineering, May 4, 1981.

-
19. Herbert H.U, "Corrosión y control de corrosión" Ed. Urmo, Bilbao, 1979.
 20. Harvey, J.F. Theory and Design of Pressure Vessels, Van Nostrand, 1985.
 21. Inchaurrea, "Aceros Inoxidables y Aceros Resistentes al calor" Ed. Limusa, Mex.D.F.1981.
 22. Ludwig E. "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical plants." Vol. I, Guld Publishing Co, Houston, 1979.
 23. León E.J.M "Diseño y Cálculo de tanques de almacenamiento". Inglesa México. 2001.
 24. León E.J.M "Diseño de Recipientes sujetos a presión. Inglesa México. 2001.
 25. M.S" Design Two-Phase Separators within the right limits. "Chemical Engineering Progress, October, 1993.
 26. Moss, D. Pressure Vessel Design Manual, Gulf Publishing Co., 1987.
 27. Megyesy, E.F "Manual de recipientes a presión". Houston Gulf, 1987
 28. Nace S. RP-05-75, "Design Installation operation and maintenance of internal Cathodic Protection Systems in Oil Trating Vessel" National Association of Corrosion Engineers, Houston, 1975.
 29. Perry.R.H.C, Hilton. "Manual del ingeniero químico".5 ed. Mc Graw Hill. España 2003.

CIBERGRAFÍA

30. www.api.org/año 2010
31. www.plantdesing.com.mx/año 2010
32. www.tanques de almacenamiento/año 2010
33. www.accesorios e instrumentos de tanques y separadores/año 2010

NOMENCLATURA

A_T = Área transversal, ft²
 A_L = área de la fase ligera, ft²
 A_V = área de vapor, ft²
 A_{LV} = área líquido-vapor, ft²
 A_H = área de la fase pesada, ft²
 A_D = área requerida para la liberación gaseosa, ft²
 A_{HL} = Área de la fase pasada, ft²
 A_{LL} = Área de la fase ligera, ft²
 A_{LLL} = Área del nivel mínimo de líquido, ft²
 A_P = Área transversal de la gota, ft²
 C_D = Coeficiente de arrastre, a dimensional
 D = Diámetro, ft
 D^* = Diámetro del recipiente, ft (mínimo 1 ft)
 D_P = Diámetro de la gota, ft
 D_B = Diámetro de la bota, ft
 D_{LG} = diámetro interno recipiente, ft
 d_N = Diámetro de la boquilla , plg.
 ρ_L = Densidad de la fase líquida, lb/ft³
 ρ_H = Densidad de la fase pesada, lb/ft³
 ρ_V = Densidad de la fase gaseosa, lb/ft³
 ρ_G = Densidad de la fase gaseosa, lb/ft³
 F_G = Fuerza de gravedad, lb_F
 F_D = Fuerza de arrastre, lb
 G = flujo descendente permisible, ver la gráfica de G de los anexos.
 g = Constante de la gravitacional, 32.17 ft/s²
 g_c = 32.17, lb
 H_{LL} = Nivel máximo
 H_{LLL} = Nivel mínimo de líquido, ft
 H_{HLL} = Nivel máximo de líquido, ft
 H_{NLL} = Nivel normal de líquido, ft
 H_{HL} = altura de la fase pesada, ft
 H_{LL} = altura de la fase ligera, ft
 H_W = Altura de la mampara, ft
 H_T = altura total del recipiente sin cabezales, ft
 H_H = Altura del volumen del drenado, ft
 H_S = Altura del volumen de sobrealimentación, ft
 H_D = altura para liberación de la fase gaseosa, ft
 H_R = altura de líquido ligero, ft
 H_L = altura de volumen de fase pesada, ft
 H_{R-} altura de líquido ligero, ft
 H_V = altura de vapor, ft
 H_{LIN} = Altura entre el nivel máximo de líquido hasta la línea central de la boquilla de alimentación, ft
 H_{ME} = Es la altura si no se usa eliminador de niebla $H_{ME}=0$

ΔH = Diferencia de alturas, ft
 K_S = Constante de la velocidad terminal, ft/s
 K_{CR} = Constante de proporcionalidad, a dimensional
 LLL = Nivel mínimo
 L = longitud, ft
 L_{MIN} = longitud mínima, ft
 μ = Viscosidad de la fase continua, cp
 μ_L = Viscosidad de la fase ligera, cp.
 μ_H = Viscosidad de la fase pesada, cp
 M_P = Masa de la gota, lb
 NLL = Nivel normal
 T_R = Tiempo de residencia, min.
 t_{HL} = Tiempo de sedimentación fase ligera, min.
 t_{LH} = Tiempo de ascenso fase pesada, min.
 T_S = tiempo de sobrealimentación, min
 T_H = tiempo de drenado, min
 θ_{LL} = Tiempo de residencia fase ligera, min.
 θ_{HL} = Tiempo de residencia fase pesada, min.
 ϕ = tiempo de goteo, seg
 π = Constante 3.1416
 Q_{LL} = Flujo volumétrico de la fase ligera, ft³/min
 Q_{HL} = Flujo volumétrico de la fase ligera, ft³/min
 Q_G = flujo volumétrico de la fase gaseosa, ft³/s
 Re = Numero de Reynolds
 ΔS_G = Diferencia entre la gravedad especifica de las fases líquidas.
 U_T = Velocidad Terminal, ft/s
 U_{HL} = velocidad de sedimentación fase ligera, plg/min
 U_{LH} = velocidad de sedimentación fase pesada, plg/min
 U_G = velocidad fase gaseosa ft/s
 U_{RG} = velocidad real del vapor ft/s
 U_B = Velocidad de sedimentación en la bota, plg/min
 V_R = Volumen de residencia, ft³
 V_H = volumen de drenado, ft³
 V_S = volumen de sobrealimentación, ft³
 V_{HH} = volumen de sedimentación fase pesada, ft³
 V_{HL} = volumen de sedimentación fase ligera, ft³
 W_G = flujo másico del vapor, lb/hr.
 W_{LL} = Flujo másico fase ligera, lb/h
 W_{HL} = Flujo másico fase pesada, lb/h
 W_V = Masa del vapor
 W_L = Masa del líquido

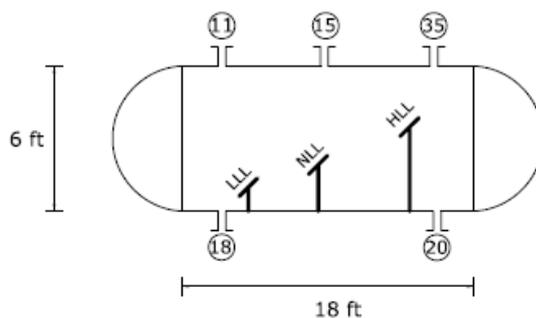
HOJA DE DATOS DE EQUIPO

RECIPIENTES (HOJA DE DATOS DE EQUIPO)				
EQUIPO PARA ALMACENAMIENTO				
1	Servicio: Tanque de almacenamiento FA-101			Posición: Vertical
2	Tipo de fluido: Etileno líquido	Flujo: 35000 lb/hr	Densidad: 32.2 lb/ft ³	Viscosidad: 0.17 cp
3	Temperatura de operación: -120°F	Temperatura Máxima:	Temperatura Diseño: -132°F	
4	Presión operación: 100 psia	Presión máxima:	Presión diseño: 110 psia	
5	Dimensiones	Longitud: 18 ft	Diámetro: 6 ft	
6	Nivel normal:	Nivel máximo:	Nivel mínimo:	
7	Material: SA-283 gado A			
8	Corrosión permisible: 1/16 plg			
9	Eficiencia soldadura: 80%			
BOQUILLAS				
	Nº	Cantidad	Diámetro in	Servicio
10	11	1	102	Alimentación
11	18	1	1.5	Drene
12	20	1	4	Salida de líquido
13	15	1	1.5	Ind temperatura
14	35	1	1.5	Ind presión
15				
16				
17				
18				
19				
20				
21				
22				
NOTAS:				
			FESC- 1	UNAM
TESIS PROFESIONAL				
JUAN ANTONIO MARTINEZ NABOR				

RECIPIENTES (HOJA DE DATOS DE EQUIPO)

EQUIPO PARA ALMACENAMIENTO

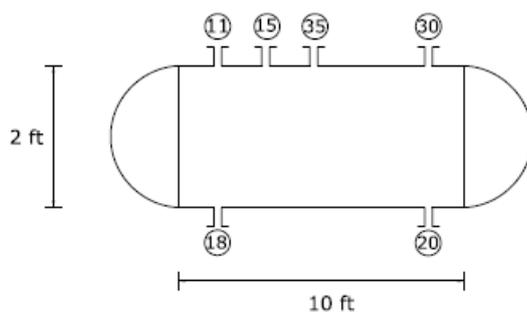
1	Servicio: Tanque de almacenamiento FA-102			Posición: Horizontal
2	Tipo de fluido: Butileno líquido	Flujo: 26958 lb/hr	Densidad: 18.77 lb/ft ³	Viscosidad: 0.0 cp
3	Temperatura de operación: 90°F	Temperatura Máxima: 100°F	Temperatura Diseño: 115°F	
4	Presión operación: 85.3 psig	Presión máxima: 90 psig	Presión diseño: 100.3 psig	
5	Dimensiones	Longitud: 18 ft	Diámetro: 6 ft	
6	Nivel normal:	Nivel máximo:	Nivel mínimo:	
7	Material: SA-283 gado A			
8	Corrosión permisible: 1/16 plg			
9	Eficiencia soldadura: 80%			
BOQUILLAS				
	N°	Cantidad	Diámetro in	Servicio
10	11	1	6	Alimentación
11	18	1	1.5	Drene
12	20	1	4	Salida de líquido
13	15	1	1.5	Ind temperatura
14	35	1	1.5	Ind presión
15	50	1	20	Registro hombre
16				
17				
18				
19				
20				
21				
22				
NOTAS:				
			FESC- 1	UNAM
TESIS PROFESIONAL				
JUAN ANTONIO MARTINEZ NABOR				



**RECIPIENTES
(HOJA DE DATOS DE EQUIPO)**

EQUIPO PARA SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO

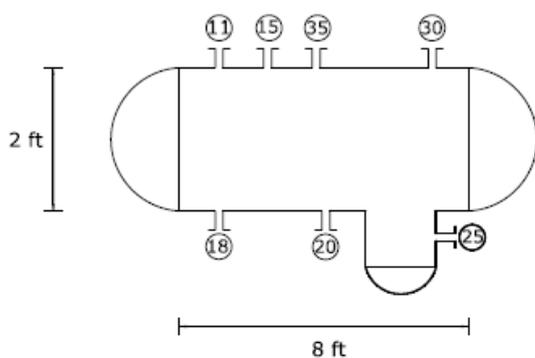
1	Servicio: Separador Hidrocarburo-agua FA-40			Posición: Horizontal
2	Tipo de fluido: Hidrocarburo 55 ^o API Tipo de fluido: Agua	Flujo:14000 lb/hr Flujo:1900 lb/hr	Densidad:47.5 lb/ft ³ Densidad:63.0 lb/ft ³	Viscosidad: 0.55cp Viscosidad: 0.95cp
3	Temperatura de operación:80 ^o F	Temperatura Máxima: 90 ^o F	Temperatura Diseño: 100 ^o F	
4	Presión operación: 1000 psig	Presión máxima: 1050 psig	Presión diseño:1100 psig	
5	Dimensiones	Longitud: 10 ft	Diámetro: 2 ft	
6	Nivel normal:	Nivel máximo:	Nivel mínimo:	
7	Material: SA-283 gado A			
8	Corrosión permisible: 1/16 plg			
9	Eficiencia soldadura:80%			
BOQUILLAS				
	N ^o	Cantidad	Diámetro in	Servicio
10	11	1	4	Alimentación
11	18	1	1.5	Drene
12	20	1	4	Salida de fase pesada
13	30	1	4	Salida de fase ligera
14	35	1	1.5	Ind presión
15	15	1	1.5	Ind temp.
16				
17				
18				
19				
20				
21				
22				
NOTAS:				
			FESC- 1	UNAM
TESIS PROFESIONAL				
JUAN ANTONIO MARTINEZ NABOR				



**RECIPIENTES
(HOJA DE DATOS DE EQUIPO)**

EQUIPO PARA SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO

1	Servicio: Separador Hidrocarburo-agua FA-42			Posición: Horizontal
2	Tipo de fluido: Hidrocarburo 55 ^o API	Flujo:14000 lb/hr	Densidad:47.5 lb/ft ³	Viscosidad: 0.55cp
	Tipo de fluido: Agua	Flujo:1900 lb/hr	Densidad:63.0 lb/ft ³	Viscosidad: 0.95cp
3	Temperatura de operación:80°F	Temperatura Máxima: 90°F	Temperatura Diseño: 100°F	
4	Presión operación: 1000 psig	Presión máxima: 1050 psig	Presión diseño:1100 psig	
5	Dimensiones	Longitud: 8 ft	Diámetro: 2 ft	
6	Nivel normal:	Nivel máximo:	Nivel mínimo:	
7	Material: SA-283 gado A			
8	Corrosión permisible: 1/16 plg			
9	Eficiencia soldadura:80%			
	BOQUILLAS			
	Nº	Cantidad	Diámetro in	Servicio
10	11	1	4	Alimentación
11	18	1	1.5	Drene
12	20	1	4	Salida de fase pesada
13	30	1	4	Salida de fase ligera
14	35	1	1.5	Ind presión
15	15	1	1.5	Ind temp.
16				
17				
18				
19				
20				
21				
22				
	NOTAS:			
			FESC- 1	UNAM
			TESIS PROFESIONAL	
			JUAN ANTONIO MARTINEZ NABOR	



**RECIPIENTES
(HOJA DE DATOS DE EQUIPO)**

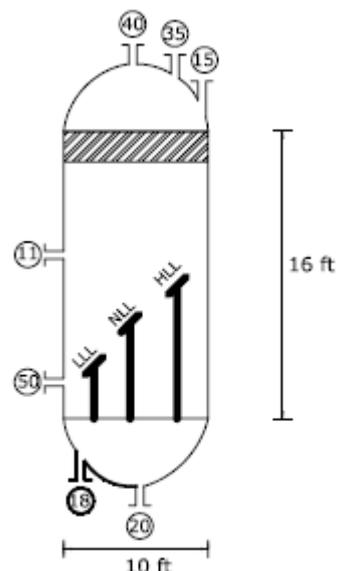
EQUIPO PARA SEPARADORES LÍQUIDO-VAPOR

1	Servicio: Separador para compresor FA-180			Posición: Vertical
2	Tipo de fluido: Butano gaseoso Tipo de fluido: Butano líquido	Flujo:14590 lb/hr Flujo:35800 lb/hr	Densidad:36.09lb/ft ³ Densidad:0.174lb/ft ³	Viscosidad: 0.05cp Viscosidad: 0.19cp
3	Temperatura de operación:80°F 100°F	Temperatura Máxima: 90°F	Temperatura Diseño:	
4	Presión operación: 1.3 psig	Presión máxima: 1.3 psig	Presión diseño:21.3 psig	
5	Dimensiones	Longitud: 16 ft	Diámetro: 10 ft	
6	Nivel normal:	Nivel máximo:	Nivel mínimo:	

7	Material: SA-333 gado 3			
8	Corrosión permisible: 1/16 plg			
9	Eficiencia soldadura:85%			

BOQUILLAS

	Nº	Cantidad	Diámetro in	Servicio
10	11	1	24	Alimentación
11	18	1	1.5	Drene
12	40	1	18	Salida de fase gaseosa
13	20	1	4	Salida de fase líquido
14	35	1	1.5	Ind presión
15	15	1	1.5	Ind temp.
16	50	1	20	Registro hombre
17				
18				
19				
20				
21				
22				



NOTAS:

--	--	--	--	--

FESC- 1	UNAM
TESIS PROFESIONAL	
JUAN ANTONIO MARTINEZ NABOR	

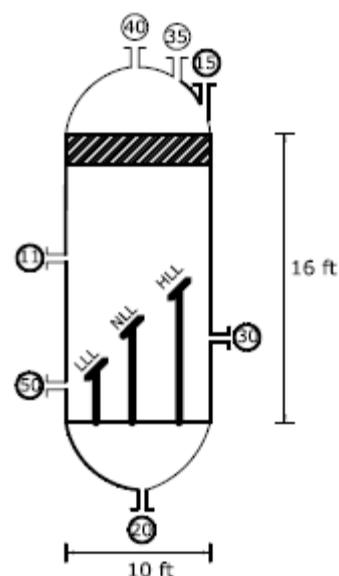
RECIPIENTES (HOJA DE DATOS DE EQUIPO)

EQUIPO PARA SEPARADORES LÍQUIDO-VAPOR

1	Servicio: Separador de líquidos a quemador FA-182			Posición: Horizontal		
2	Tipo de fluido: Butano gaseoso Tipo de fluido: Butano líquido	Flujo: 356300 lb/hr Flujo: 49000 lb/hr	Densidad: 0.08 lb/ft ³ Densidad: 37.0 lb/ft ³	Viscosidad: 0.012cp Viscosidad: 0.0cp		
3	Temperatura de operación: 70°F	Temperatura Máxima: 85°F	Temperatura Diseño: 95°F			
4	Presión operación: 53 psig	Presión máxima: 10 psig	Presión diseño: 20.3 psig			
5	Dimensiones	Longitud: 16 ft	Diámetro: 10 ft			
6	Nivel normal:	Nivel máximo:	Nivel mínimo:			
7	Material: SA-283 gado C	mallla separadora: si				
8	Corrosión permisible: 1/16 plg					
9	Eficiencia soldadura: 85%					
BOQUILLAS						
	N°	Cantidad			Diámetro in	Servicio
10	11	1			36	Alimentación
11	18	1			1.5	Drene
12	40	1			24	Salida de fase gaseosa
13	20	1			6	Salida de fase líquido
14	35	1	1.5	Ind presión		
15	15	1	1.5	Ind temp.		
16						
17						
18						
19						
20						
21						
22						
NOTAS:						
			FESC- 1	UNAM		
TESIS PROFESIONAL						
JUAN ANTONIO MARTINEZ NABOR						

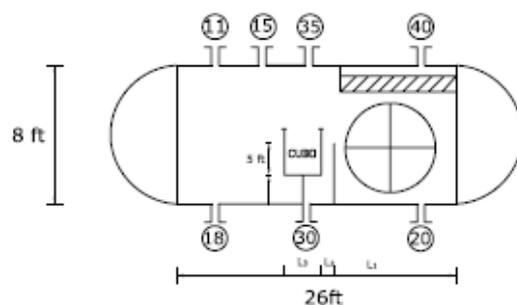
RECIPIENTES (HOJA DE DATOS DE EQUIPO)

EQUIPO PARA SEPARADORES LÍQUIDO- LÍQUIDO-VAPOR				
1	Servicio: Separador a tres fases que alimenta a otro separador de baja presión FA-301			Posición: Vertical
2	Tipo de fluido: Hidrocarburo líquido Tipo de fluido: Agua Tipo de fluido: Hidrocarburo gaseoso	Flujo: 17500 lb/hr Flujo: 1300 lb/hr Flujo: 415000 lb/hr	Densidad: 53.95lb/ft ³ Densidad: 62.0lb/ft ³ Densidad: 0.69lb/ft ³	Viscosidad: 0.63cp Viscosidad: 0.78cp Viscosidad: 0.0cp
3	Temperatura de operación: 90°F	Temperatura Máxima: 100°F	Temperatura Diseño: 115°F	
4	Presión operación: 150.3 psig	Presión máxima: 160 psig	Presión diseño: 165.3 psig	
5	Dimensiones	Longitud: 16 ft	Diámetro: 10 ft	
6	Nivel normal:	Nivel máximo:	Nivel mínimo:	
7	Material: SA-301 gado A	malla separadora: si		
8	Corrosión permisible: 1/16 plg			
9	Eficiencia soldadura: 85%			
BOQUILLAS				
	N°	Cantidad	Diámetro in	Servicio
10	11	1	22	Alimentación
11	18	1	1.5	Drene
12	40	1	24	Salida de fase gaseosa
13	20	1	6	Salida líquido pesado
14	35	1	1.5	Ind presión
15	15	1	1.5	Ind temp.
16	50	1	20	Registro hombre
17	30	1	4	Salida líquido ligero
18				
19				
20				
21				
22				
NOTAS:				
			FESC- 1	UNAM
TESIS PROFESIONAL				
JUAN ANTONIO MARTINEZ NABOR				



RECIPIENTES (HOJA DE DATOS DE EQUIPO)

EQUIPO PARA SEPARADORES LÍQUIDO- LÍQUIDO-VAPOR				
1	Servicio: Separador a tres fases a columna de fraccionamiento FA-302			Posición: Horizontal
2	Tipo de fluido: Hidrocarburo líquido Tipo de fluido: Agua Tipo de fluido: Hidrocarburo gaseoso	Flujo: 17500 lb/hr Flujo: 1300 lb/hr Flujo: 415000 lb/hr	Densidad: 53.95lb/ft ³ Densidad: 62.0lb/ft ³ Densidad: 0.69lb/ft ³	Viscosidad: 0.63cp Viscosidad: 0.78cp Viscosidad: 0.0cp
3	Temperatura de operación: 90°F	Temperatura Máxima: 100°F	Temperatura Diseño: 115°F	
4	Presión operación: 85.3 psig	Presión máxima: 90 psig	Presión diseño: 100.3 psig	
5	Dimensiones	Longitud: 26 ft	Diámetro: 8 ft	Altura cubo: 4.5 ft Altura mampara fase pesada: 4.5ft
6	Nivel normal:	Nivel máximo:	Nivel mínimo:	
7	Material: SA-301 gado B	malla separadora: si		
8	Corrosión permisible: 1/16 plg			
9	Eficiencia soldadura: 85%			
BOQUILLAS				
	N°	Cantidad	Diámetro in	Servicio
10	11	1	14	Alimentación
11	18	1	1.5	Drene
12	40	1	24	Salida de fase gaseosa
13	20	1	6	Salida líquido pesado
14	35	1	1.5	Ind presión
15	15	1	1.5	Ind temp.
16	50	1	20	Registro hombre
17	30	1	8	Salida liquido ligero
18				
19				
20				
21				
22				
NOTAS:				
			FESC- 1	UNAM
TESIS PROFESIONAL				
JUAN ANTONIO MARTINEZ NABOR				



ANEXO A

Tabla 1.1. El tiempo de residencia (\emptyset_R) (Ref. 16)

Número	Servicio	\emptyset_R minutos
1	Un tanque de balance que alimenta a una unidad de proceso dada, pero recibe el líquido de otra unidad que esta ligada a un cuarto de control separador	20
2	Igual que el anterior, pero el tanque de balance recibe el líquido de una unidad de proceso ligada al mismo cuarto de control.	15
3	Un tanque de balance alimenta una unidad de proceso pero recibe el líquido de tanques fuera de la planta L.B.	15
4	Un líquido de un tanque de balance alimenta a una torre o columna ligada a un cuarto de control separado.	12
5	Un líquido de un tanque de balance se alimenta a una torre ligada al mismo cuarto de control.	8
6	Un líquido de un tanque de balance fuera de la planta o directamente a un tanque de alimentación para otra unidad (flujo por gravedad).	3
7	Igual que el anterior, pero el líquido se bombea desde el tanque de balance.	5
8	Un líquido de un tanque de balance alimenta un reervidor a fuego directo; el tiempo de residencia se basa en el vapor del reervidor como líquido (5 min) mas el tiempo de residencia adecuado para el producto de fondos, en base al servicio específico	5
9	Un separador vapor-líquido entre una unidad de separación de alta presión y otra de baja presión.	4
10	Un tanque de destilado que actúa únicamente como acumulador de flujo	5
11	Un tanque de destilado que también sirve como receptor de producto, basándose el tiempo de residencia en el flujo 3 minutos mas el \emptyset_R adecuado en base al servicio específico.	5
12	Si el producto se envía al almacenamiento.	2
13	Si el producto se envía a otra torre.	15
14	Alimenta a un reactor	20
15	Para depósitos que alimentan un horno (Fired Heater)	20
16	20 minutos para flujo de fluido y 10 minutos para flujo de gas en depósitos eliminadores de humedad situados delante de los compresores.	20
	Tipo de separación líquido-líquido	
17	Separación de hidrocarburos/agua	
	Hidrocarburos arriba de 35 ^o API.	3 - 5
	Hidrocarburos abajo de 35 ^o API.	
	De 100 ^o C o mas	5 -10
	80 ^o F	10 -20
	60 ^o F	20 - 30
18	Separación etilen glicol/Hidrocarburos	
	Separación en frío	20 - 60
	Separación de aminas/Hidrocarburos	20 - 30
19	Cáustico/propano	30 -45
20	Cáustico/Gasolinas pesadas.	30 - 90

Tabla 1.2 Tiempos de drenado y sobrealimentación. (Ref. 12)

SERVICIO	TIEMPO DE DRENA DE (NLL-LLL) Min.	TIEMPO DE SOBREALIMENTACIÓN NLL-HLL) Min.
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+
D. Fondo de columna		
1. Alimentación a otra columna.	5	2
2. Alimentación a otro 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
E. Sección de compresor entre lavadores d gas.	5	10
3 min. Entre HLL (alarma por alto nivel de líquido).		
F. Recipiente de separación para manejo de gas combustible alimentadas con líneas de flujo tipo bala.		20
G. Recipiente separador del sistema de desfogue.	20	10
*Basándose en el tiempo de residencia del reflujo (3min) mas el tiempo de drenado adecuado en base al servicio específico.		

Tabla 1.3 Diámetro de la gota según las características de la emulsión. (Ref. 16)

Partícula	Diámetro de la gota (micras)
Molécula	Arriba de 0.004
Humo	0.0045 a 1
Procesos de condensación con bruma.	0.1 a 30
Boquillas atomizadores	20 a 100
Vapores líquidos condensables	500
Gota de hidrocarburo	500
Nubes y brumas	4 a 50
Atomización de gas espray	1 a 100
neblina	50 a 100
llovizna	100 a 400
Gas espumoso de líquido ebulendo.	20 a 100
Flujo a dos fases en tubo anular.	10 a 4000
Gotas de lluvia.	400 a 4000
Presión de líquido en el espray.	100 a 5000

Tabla 1.4 relación (L/D) (Ref. 25)

Presión de operación lb/in² (psig).	(L/D)
0<P<250	1.5-3.0
250<P<500	3.0-4.0
P>500	4.0-6.0

Tabla 1.5 Anchos de las placas comerciales. (Ref. 25)

PLACAS COMERCIALES	
1219 mm	4ft
1829 mm	6ft *
2438 mm	8ft *
3048 mm	10ft
3658 mm	12ft
* Placas estándar.	

Tabla 1.6 Longitudes recomendadas del recipiente. (Ref. 25)

LONGITUD DEL RECIPIENTE		
mm.	ft.	Combinación de placas comerciales.
4267	14	8" y 6"
4877	16	8" y 8"
5486	18	8" y 10"
6096	20	10" y 10"
9707	22	8", 8" y 10"
7315	24	8", 8" y 8"

Tabla 1.7 Selección de tipo de cabezales. (Ref.25)

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

Tabla 1.8 Calculo del espesor de los cabezales. (Ref. 6, 25)

Componente.	Espesor de la pared, plg.	Área superficial, ft ²
Cilindro del recipiente	$\frac{PD}{2SE - 1.2P} + t_c$	πDL
Cabezales elípticos 2:1	$\frac{PD}{2SE - 0.2P} + t_c$	$1.09D^2$
Cabezales hemisféricos	$\frac{PD}{4SE - 0.4P} + t_c$	$1.571D^2$
Cabezales toriesfericos	$\frac{0.885PD}{2SE - 0.1P} + t_c$	$9.842D^2$
Peso aproximado del recipiente.	$W = \left(\frac{490lb}{ft^3} \right) \left(\frac{t}{12} \right) (A_s + 2A_H)$	$0.842D^2$
<p>NOTA: P= L a presión de diseño psi, la presión de diseño es típicamente la presión de operación más de 15 a 30 psi o más del 10% al 15% de la presión de operación.</p>	<p>Donde: t_s=espesor del cilindro del recipiente, plg. t_H=espesor de los cabezales (Ref. 7), plg. S=esfuerzo permisible del material, lb/plg² t_c=La corrosión permisible de un rango 1/16 a 1/8 plg. E= Eficiencia de la soldadura esta en un rango de 0.6 a 1 usar 0.85 para soldadura examinada por rayos X. t=Es el mas grande t_s y t_H arriba de las próximas 1/8 plg. W= peso del recipiente, lb</p>	<p>La temperatura de diseño es típicamente al temperatura de operación más de 25 a 50⁰C.</p>

Tabla 1.9 Valores de K para la ecuación Saunders-Brown. (Ref. 16, 25).

York Demister (con eliminador de niebla)	
$1 \leq P \leq 15$	$K=0.181+0.0029P+0.0460 \ln P$
$15 \leq P \leq P \leq 40$	$K=0.35$
$40 \leq P \leq 5500$	$K=0.430-0.0001(P-100)$
Donde $P=lb/plg^2$ absolutas (PSIA).	
Gas procesos suppliers Asociación.	
$0 \leq P \leq 1500$	$K=0.35-0.0001(P-100)$
La mayoría de los vapores al vacío.	$K=0.20$
Evaporadores e sales y cáusticos.	$K=0.15$
Para glicoles y aminas	$K=0.6$ a 0.8 multiplicar
Para recipientes horizontales y verticales sin eliminador de niebla.	Dividir K entre 2
Para lavadores de gases de succión compresores, lavadores de gases para tamizadores molecular y separadores con entrada de expansión.	Multiplicar K por un valor de 0.7 a 0.8
Sin eliminador de niebla (Teórico).	
$K = \sqrt{\frac{4gD_p}{3C_D}}$	
$C_D = \exp(Y)$	
$Y = 8.411 - 2.243X + 0.273X^2 - 1.865X^3 + 5.201X^4$	$D_p = \text{ft}$
$X = \ln \left(\frac{0.95 \cdot 10^8 \rho_G D_p^3 (\rho_L - \rho_G)}{\mu_G^2} \right)$	$1 \text{ Micra} = 3.28084 \cdot 10^{-6} \text{ ft}$

Tabla 1.10 Valores típicos de K_S para la separación líquido-líquido. (Ref.25)

Fase líquida	Fase pesada	Diámetro mínimo de la gota(micras)	K_S
Hidrocarburos			
S_g a $60^\circ F < 0.85$	Agua o solución de sosa.	127	0.333
S_g a $60^\circ F > 0.85$	Agua o solución de sosa	89	0.163
Agua	Furfural	89	0.163
Metil-etil-cetona	Agua	89	0.163
Metil-isobutil-cetona	Agua	89	0.163
Secbutanol	Agua	89	0.163
Alcohol nonílico	Agua	89	0.163

Tabla 1.11 Altura de nivel mínimo de líquido (Ref. 25)

Diámetro del recipiente(plg)	Vertical LLL(plg) P<300PSIA	Vertical LLL(plg) P>300PSIA	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

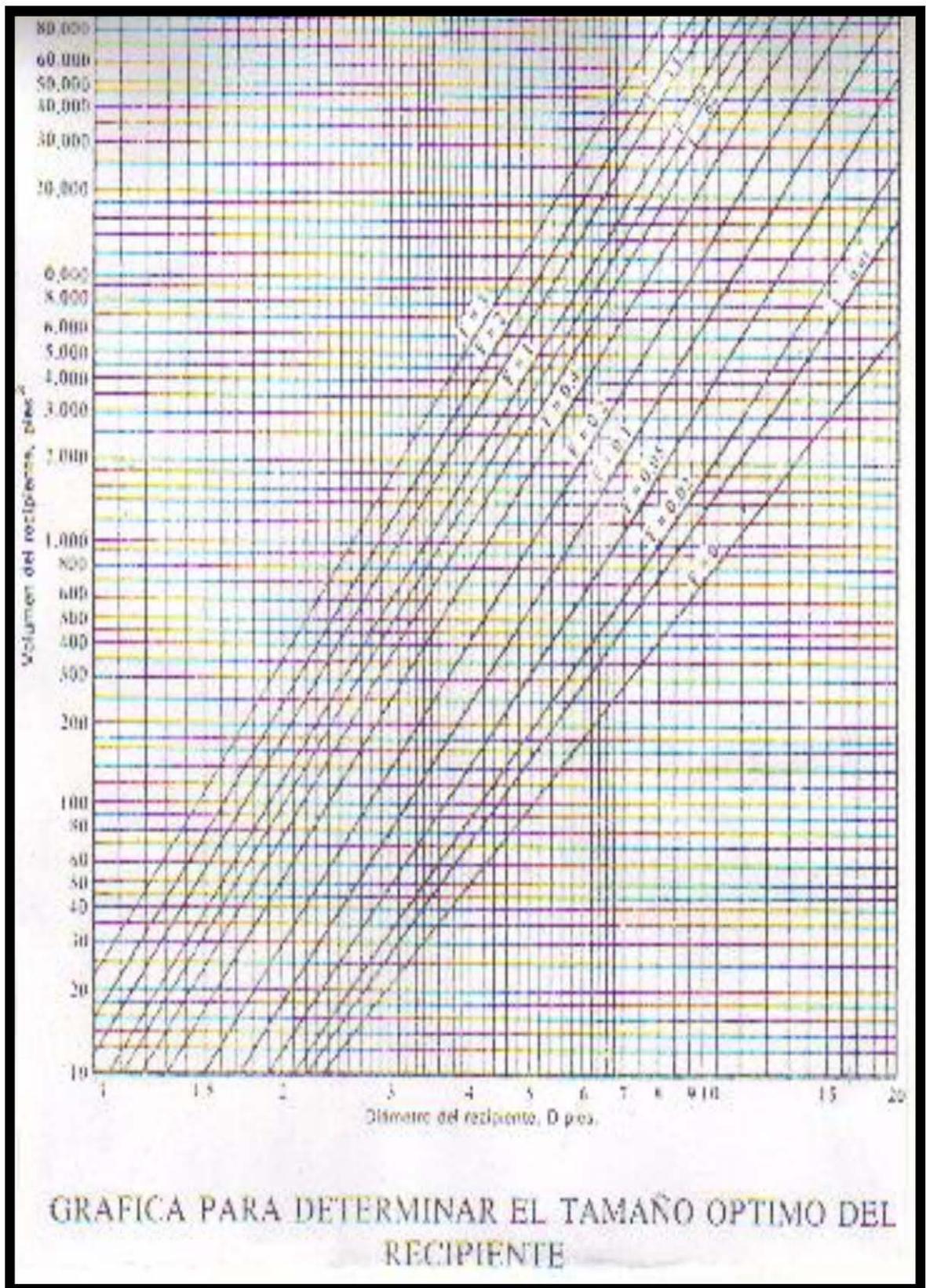
Tabla 1.12 Dimensionamiento de la boquilla de alimentación (Ref. 19)

$d_N \geq \left[\frac{4Q_M}{60\pi \rho_M} \right]^{1/2}$
$\rho_M = \rho_M \lambda + \rho_G (1 - \lambda)$
$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G}$
$Q_M = Q_L + Q_G$
$\left[\frac{Q_M}{\left(\frac{\pi}{4}\right) d_N^2} \right] = U_M \leq \left(\frac{60}{\rho_M} \right)$

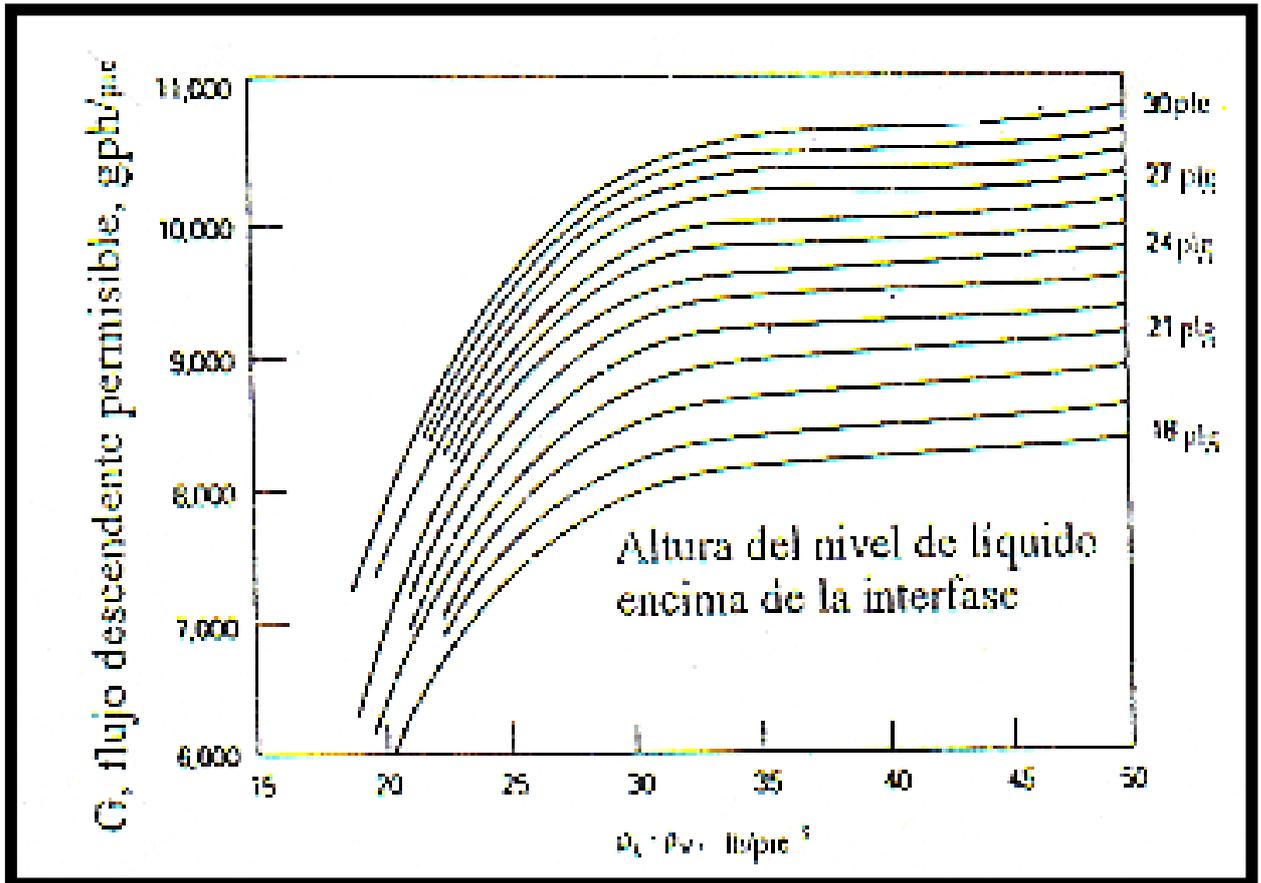
Tabla 1.13 Conversiones de áreas y alturas cilíndricas. (Ref. 25)

$Y = \frac{a + cX + eX^2 + gX^3 + iX^4}{1.0 + bX + dX^2 + fX^3 + hX^4}$	
H/D Para A/A _T	
Y=A/A _T	A=area
X=H/D	H= altura
	D= diámetro
a=4.755930*10 ⁻⁵	
b=3.924091	
c=0.174875	
d=6.358805	
e=5.668973	
f=4.618448	
g=4.916411	
h=1.801705	
i=0.145348	
A/A_T Para H/D*	D
Y=A/A _T	
X=H/D	
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	
* = equivalente a la expresión semejante a H _G /D para A _G /A _T .	

ANEXO B



Grafica I. de Abakians. (Ref. 27)



Grafica.II G del flujo descendente permisible. (Ref. 25)