



Universidad San Carlos de Guatemala
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Mecánica Industrial

**DISEÑO DE SISTEMAS DE VENTEO PARA TANQUES A BAJA
PRESIÓN Y NO-REFRIGERADOS, DE ALMACENAMIENTO DE
PETRÓLEO Y SUS DERIVADOS, PARA LA INDUSTRIA
GUATEMALTECA**

Pablo Fernando Acevedo Cermeño

Asesorado por el Ing. Romel Alaric García Prado

Guatemala, septiembre de 2007

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**DISEÑO DE SISTEMAS DE VENTEO PARA TANQUES A BAJA
PRESIÓN Y NO-REFRIGERADOS, DE ALMACENAMIENTO DE
PETRÓLEO Y SUS DERIVADOS, PARA LA INDUSTRIA
GUATEMALTECA**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA

POR:

PABLO FERNANDO ACEVEDO CERMEÑO

ASESORADO POR EL ING. ROMEL ALARIC GARCÍA PRADO

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE
INGENIERO MECÁNICO INDUSTRIAL

GUATEMALA, SEPTIEMBRE DE 2007

UNIVERSIDAD SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA



NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
VOCAL I	Inga. Glenda Patricia García Soria
VOCAL II	Inga. Alba Maritza Guerrero de López
VOCAL III	Ing. Miguel Ángel Dávila Calderón
VOCAL IV	Br. Kenneth Issur Estrada Ruíz
SECRETARIA	Inga. Marcia Ivónne Véliz Vargas

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANO	Ing. Sydney Alexander Samuels Milson
EXAMINADOR	Ing. Cesar Ernesto Urquizu Rodas
EXAMINADOR	Ing. Hernán Leonardo Cortes Urioste
EXAMINADOR	Ing. Pedro Enrique Kubes Zacek
SECRETARIO	Ing. Pedro Antonio Aguilar Polanco

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

Cumpliendo con los preceptos que establece la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de graduación titulado:

DISEÑO DE SISTEMAS DE VENTEO PARA TANQUES A BAJA PRESIÓN Y NO-REFRIGERADOS, DE ALMACENAMIENTO DE PETRÓLEO Y SUS DERIVADOS, PARA LA INDUSTRIA GUATEMALTECA,

tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Mecánica Industrial, el 6 de septiembre de 2006.



Pablo Fernando Acevedo Cermeño

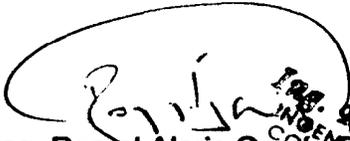
Guatemala, 14 de Noviembre de 2006

Ingeniero
José Francisco Gómez Rivera
Director de la Escuela de Mecánica Industrial
Facultad de Ingeniería
USAC

Estimado Ingeniero Gómez:

Le saludo muy atentamente para manifestarle que tuve a bien asesorar y revisar el trabajo de graduación del estudiante universitario Pablo Fernando Acevedo Cernero, titulado **DISEÑO DE SISTEMAS DE VENTEO PARA TANQUES A BAJA PRESION Y NO-REFRIGERADOS, DE ALMACENAMIENTO DE PETROLEO Y SUS DERIVADOS**. El documento ha cumplido los requisitos, reglamentarios de elaboración y contenido, siguiendo las recomendaciones de la asesoría y en tal virtud tanto el autor como el asesor son responsables por el contenido del mismo y solicito la aprobación del mismo.

Atentamente,


Ing. Romel Alaric García Prado
Asesor de Trabajo de Graduación

Colegiado 211

Ing. Romel García
INGENIERO EN MECÁNICA
COLEGIADO 211

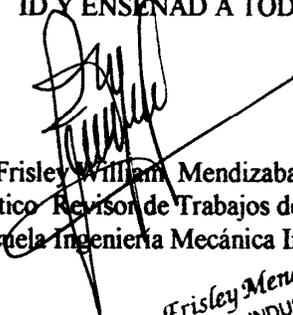
UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS
DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERIA

Como Catedrático Revisor del Trabajo de Graduación titulado **DISEÑO DE SISTEMAS DE VENTEO PARA TANQUES A BAJA PRESION Y NO-REFRIGERADOS, DE ALMACENAMIENTO DE PETROLEO Y SUS DERIVADOS, PARA LA INDUSTRIA GUATEMALTECA**, presentado por el estudiante universitario **Pablo Fernando Acevedo Cermeño**, apruebo el presente trabajo y recomiendo la autorización del mismo.

ID Y ENSEÑAD A TODOS


Ing. Frisley William Mendizabal Tánchez
Catedrático Revisor de Trabajos de Graduación
Escuela Ingeniería Mecánica Industrial

Ing. Frisley Mendizabal
INGENIERO INDUSTRIAL
COLEGIADO No. 6905

Guatemala, julio de 2007.

/mgp

**UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS
DE GUATEMALA**



FACULTAD DE INGENIERIA

El Director de la Escuela de Ingeniería Mecánica Industrial de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer el dictamen del Asesor, el Visto Bueno del Revisor y la aprobación del Área de Lingüística del trabajo de graduación titulado **DISEÑO DE SISTEMAS DE VENTEO PARA TANQUES A BAJA PRESIÓN Y NO-REFRIGERADOS, DE ALMACENAMIENTO DE PETRÓLEO Y SUS DERIVADOS, PARA LA INDUSTRIA GUATEMALTECA**, presentado por el estudiante universitario **Pablo Fernando Acevedo Cermeño**, aprueba el presente trabajo y solicita la autorización del mismo

ID Y ENSEÑAD A TODOS


Ing. José Francisco Gómez Rivera
DIRECTOR
Escuela Mecánica Industrial

Guatemala, septiembre de 2007.



/mgp

DEDICATORIA A:

- Dios:** Por darme la fortaleza en tiempos que me sentí débil para culminar con éxito mis estudios.
- Mis padres:** Elmer Humberto Acevedo Ramírez y Lidia Esperanza Cermeño de Acevedo, por su apoyo en todo momento.
- Mis hermanas:** Viviana y Cindy Acevedo Cermeño, por la confianza y comprensión.
- Mi novia:** Mónica Jiménez, por darme la motivación necesaria para culminar mis estudios.
- Mis amigos:** Selvin Mayen, José Guerra, Rudy Acevedo, Enio Turcios, Álvaro Martínez, Jorge Batres, Ronaldo Prado, María José Baldizón, Karin Ceballos. Y a todos los amigos a lo largo de la carrera.

AGRADECIMIENTO A:

Mi asesor: Ing. Romel Alaric García Prado, por su valiosa experiencia, su integridad y calidad en la formación de profesionales.

Mi revisor: Ing. Frisley Mendizabal, por su tiempo, sus valiosos consejos, y ayuda desinteresada para la formación de profesionales.

A mi tío: Arnoldo Acevedo, por haberme tratado como a un hijo en los momentos que más lo necesité de la carrera.

Universidad de San

Carlos de Guatemala: Por la formación académica recibida y por forjar profesionales en beneficio del desarrollo de nuestro país.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES	V
GLOSARIO	XI
RESUMEN	XVII
OBJETIVOS	XIX
INTRODUCCIÓN	XXI
1. CÁLCULO DE REQUERIMIENTOS DE VENTEO	1
1.1 ¿Qué es venteo?	1
1.2 Causas de sobrepresión y sobrecalentamiento	2
1.2.1 Fuego externo	3
1.2.1 Falla de servicios auxiliares	3
1.2.2.1 Fallas de energía eléctrica	3
1.2.2.2 Fallas en el suministro de agua de enfriamiento	3
1.2.1 Movimiento del líquido almacenado hacia afuera o hacia adentro del tanque	4
1.2.1 Cambios en la temperatura atmosférica	4
1.2.1 Fallas operacionales	4
1.2.1 Otras circunstancias	5
1.2.6.1 Transferencias de calor por dispositivos externos	5
1.2.6.2 Transferencia de calor por dispositivos internos	6
1.2.6.3 Sistemas de tratamiento de gases de venteo	6
1.2.6.4 Falla en una válvula de control	7

1.3	Cálculo de requerimientos de venteo	7
1.3.1	Procedimiento de cálculo de requerimientos normales de venteo	8
1.3.2	Ejemplo de aplicación de procedimiento de cálculo de requerimientos normales de venteo	15
1.3.3	Requerimiento de venteo de emergencia para tanques bajo exposición a fuego	20
1.3.3.1	Tanques con junta techo-pared regular	21
1.3.3.2	Procedimiento de cálculo de requerimiento de venteo de emergencia para tanques sin junta techo-paredes regular	22
1.3.3.3	Ejemplo de aplicación de procedimiento de cálculo de requerimiento de venteo de emergencia	30
2.	SELECCIÓN DE DISPOSITIVO DE VENDEO Y CÁLCULO DE ORIFICIO EFECTIVO DE DESCARGA	33
2.1	Criterios de selección de dispositivos de venteo	34
2.2	Dispositivos de venteo para requerimientos normales	40
2.2.1	Venteos abiertos	40
2.2.2	Válvulas de venteo de acción directa	42
2.2.3	Válvulas de venteo accionadas con piloto	47
2.3	Dispositivos de venteo para requerimientos de emergencia	54
2.4	Cálculo de orificio efectivo de descarga	57
2.4.1	Procedimiento de cálculo de tamaño de válvula de venteo	59
2.4.2	Ejemplo de aplicación de procedimiento de cálculo de tamaño de válvula de venteo	73

3. SISTEMAS DE CONDUCCIÓN DE GASES Y VAPORES	79
3.1 Tubería de conducción de gases y vapores	84
3.1.1 Procedimiento de cálculo de tuberías	85
3.1.2 Ejemplo de aplicación de procedimiento de cálculo de tubería	101
3.2 Quemadores de gases y vapores de venteo	114
3.2.1 Clasificación de quemadores elevados por su estructura de soporte	116
3.2.2 Clasificación de boquillas de quemadores elevados	121
3.2.2.1 Boquilla con eliminación de humo por suministro de vapor de agua	121
3.2.2.2 Boquilla con eliminación de humo por suministro de aire	122
3.2.3 Pilotos para quemadores elevados	125
3.2.3.1 Tipos de encendido de pilotos	126
3.2.4 Procedimiento de diseño de quemador	129
3.2.5 Ejemplo de aplicación de procedimiento de diseño de quemador	138
3.3 Recipientes sello	145
3.3.1 Sello tipo laberinto	145
3.3.2 Sello molecular	146
3.3.3 Sello fluídico	147
3.3.4 Sello líquido	148
3.3.4.1 Procedimiento de diseño de sello líquido	150
3.3.4.2 Ejemplo de aplicación de procedimiento de diseño de sello líquido	153
3.4 Tanque separador del líquido	156
3.4.1 Procedimiento de diseño de tanque separador	157

3.4.2	Ejemplo de aplicación de procedimiento de diseño de tanque separador	169
4.	LOS BENEFICIOS DE USAR VÁLVULAS DE PRESIÓN Y VACIO	179
4.1	Protección contra fuego	181
4.2	Reducción de corrosión atmosférica del tanque	181
4.3	Reducción de pérdidas por evaporación	181
4.3.1	Evaporación por respiración	182
4.3.2	Evaporación por llenado	182
4.3.3	Evaporación por vaciado	183
4.4	Procedimiento de cálculo de pérdidas por evaporación	183
4.5	Ejemplo de aplicación de procedimiento de cálculo de pérdidas por evaporación	185
	CONCLUSIONES	189
	RECOMENDACIONES	191
	BIBLIOGRAFÍA	193

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

1	Tanque de almacenamiento con junta techo/paredes regular	22
2	Gráfica de absorción de calor de acuerdo al área de superficie mojada	26
3	Venteo abierto	41
4	Válvula de acción directa en operación de relevo de presión y vacío	42
5	Partes de válvulas de venteo de acción directa	44
6	Válvula de venteo cargada con resorte para venteo de presión y cargada con peso para venteo de vacío	44
7	Diferencia entre una válvula de venteo convencional y una balanceada	45
8	Esquema de tipos de válvulas de acción directa	46
9	Válvula de venteo de presión operada con piloto con un diafragma	48
10	Válvula de venteo de presión accionada con piloto	49
11	Válvulas de acción directa vs. válvulas accionadas con piloto, porcentaje de sobrepresión vs. porcentaje de apertura	50

12	Válvula accionada con piloto para venteo de presión y vacío	52
13	Tipos de válvulas de venteo accionada con piloto	54
14	Válvulas de venteo para requerimientos de emergencia	56
15	Gráfica de constante C de los gases	71
16	Esquema de desfogues	93
17	Representación gráfica de la ecuación 7	100
18	Croquis sistema de venteo, Vista isométrica	102
19	Croquis sistema de venteo, Vista frontal	103
20	Croquis sistema de venteo, Vista superior	104
21	Ejemplo de aplicación esquema de desfogues	105
22	Quemador tipo torre	117
23	Quemador cableado	119
24	Quemador auto soportado	120
25	Boquilla inyección de vapor central, de anillo y de eliminación de humo por medio de inyectores de aire/vapor	123
26	Boquilla convencional y de eliminación de humo por inyección de vapor	124
27	Boquilla de eliminación de humo por suministro de aire	125
28	Piloto con sistema de encendido electrónico	127
29	Piloto con sistema de encendido eléctrico	128
30	Referencias dimensionales del quemador, bajo efectos del viento	130
31	Gráfica de longitud de flama y calor liberado	133
32	Gráfica de distorsión de flama	135

33	Referencias dimensionales del quemador, bajo efectos del viento, ejemplo de aplicación	144
34	Sello tipo laberinto	145
35	Sello molecular	146
36	Sello fluídico	147
37	Sello líquido	149
38	Referencia dimensional sello líquido	150
39	Referencia dimensional sello líquido, ejemplo de aplicación	155
40	Tanque separador	156
41	Tanque separador, referencias dimensionales	157
42	Gráfica de coeficiente C de arrastre	160
43	Áreas de sección transversal del separador	164

TABLAS

I.	Requerimientos normales de venteo por movimiento del líquido (SCFH aire por barril por hora de líquido fluido)	9
II.	Propiedades de hidrocarburos comunes	11
III.	Requerimientos de venteo por efectos térmicos	12
IV.	Absorción de calor de acuerdo al área de superficie mojada	25
V.	Factores ambientales para tanques	27
VI.	Rangos de capacidades de válvulas de acción directa	47
VII.	Rangos de capacidades de válvulas accionadas con piloto	54
VIII.	Rangos de capacidades de válvulas de venteo para requerimientos de emergencia	56
IX.	Limites para presión de ajuste y acumulación para válvulas de venteo	64
X.	Propiedades comunes de los gases	70
XI.	Hoja de cálculo de mezclas	94
XII.	Factores típicos de fricción para tubería de acero limpio	99
XIII.	Ejemplo de aplicación hoja de cálculo de mezclas	106
XIV.	Hoja de cálculo de tuberías, válvulas convencionales	108
XV.	Hoja de cálculo de tuberías, válvulas balanceadas	111
XVI.	Cantidad de pilotos	126
XVII.	Máxima radiación permisible	136
XVIII.	Áreas de sección circular	167
XIX.	Hoja de cálculo de dimensiones separador	175

ECUACIONES

1	Requerimiento de venteo de emergencia	23
2	Relación de flujo crítico	60
3	Área efectiva de descarga	61
4	Área efectiva de descarga	61
5	Área efectiva de descarga	61
6	Presión de entrada, flujo isotérmico	96
7	Presión de salida, flujo isotérmico	96
8	Numero mach a la salida	97
9	Presión de flujo sónico (presión crítica)	98
10	Diámetro de tubería de quemador	132
11	Calor liberado	132
12	Relación de velocidades	133
13	Velocidad de salida en la boquilla del quemador	134
14	Distancia del centro de flama al objeto considerado	136
15	Altura desde el centro de la flama al suelo	137
16	Distancia horizontal del eje de la tubería del quemador hasta el objeto observado	137
17	Relación de Pitágoras del centro de la flama al objeto Observado	137
18	Profundidad de tubería sumergida	151
19	Diámetro interno del tanque sello	152

20	$C(\text{Re})^2$	159
21	Velocidad de asentamiento de gotas	160
22	Área sección circular equivalente a capacidad de almacenamiento	161
23	Área de sección circular equivalente a contingencia de 20 a 30 minutos	162
24	Área total de sección circular del separador	163
25	Área de espacio de vapor	163
26	Relación de alturas del separador	164
27	Tiempo de caída de gotas	165
28	Velocidad de vapor	165
29	Longitud mínima del separador	166
30	Pérdidas por evaporación	183

GLOSARIO

Arrestallamas	Su función es detener las llamas en las líneas de venteo. Se basa en la absorción y disipación del calor originado por la llama sobre un lado del accesorio y en hacer descender la temperatura de los gases que pasan al interior del tanque o recipiente por debajo de su punto de flash, por medio de celdillas internas cuyo material tiene alta conductividad térmica.
Cabezal de desfogue	Es la tubería principal a la que llegan todas las tuberías secundarias de gas de venteo para su conducción hasta el quemador o descarga a la atmósfera.
<i>Chatter</i> (Castañeteo)	Movimientos oscilantes rápidos anormales de las partes móviles de un dispositivo de venteo de presión durante los cuales el disco hace contacto con el asiento.
Contrapresión	Es la presión contraria a la dirección del flujo a la salida del dispositivo de venteo de presión. Una contrapresión alta, además de reducir la capacidad de la válvula, y aumentar la presión de apertura inicial, también provoca el Chatter, que causa daño a la válvula, por el desgaste prematuro de las piezas.

Contrapresión acumulada	Es la presión variable en la salida del dispositivo de venteo de presión, debido a la ocurrencia de descargas en otros dispositivos de venteo.
Contrapresión súperimpuesta	Es la presión estática en la salida del dispositivo de venteo de presión, debido a dispositivos como, separadores, tanques sello, quemadores, etc. y que está presente en el momento que se requiera la operación del dispositivo.
<i>Flutter</i>	Movimientos recíprocos en el disco de la válvula de venteo los ciclos de movimiento no chocan con el asiento de la válvula.
Implosión	Es el efecto de excesivo vacío, se contrae el techo del tanque y las paredes.
Presión de relevo	Es la presión de ajuste más la sobrepresión.
Presión máxima admisible de trabajo (MAWP)	Esta presión está basada en cálculos para cada elemento de un recipiente usando espesores, tolerancias por corrosión y espesores requeridos por cargas distintas a la presión. Es la base para la presión de ajuste de mecanismos de venteo que protegen un recipiente. La presión de diseño debe ser usada en lugar de la presión máxima permisible de trabajo, en los casos en los que no se hagan cálculos para determinar el valor de la presión de diseño.

Proceso adiabático	Es el proceso en el que existe la conservación de energía.
Proceso isotérmico	Es el proceso en el que la temperatura permanece constante.
Punto de inflamación (<i>flash point</i>)	Es la temperatura en la que un fluido inicia la combustión pero no es suficiente para ser auto sostenida.
Punto de ebullición	Es la temperatura en la que el fluido inicia la ebullición.
Recipientes de alta presión	Son recipientes diseñados para trabajar a presiones de 14.93 psig y mayores.
Recipientes de baja presión	Son recipientes diseñados para operar entre 0.7165 y 14.93 psig.
Retroceso de flama	Es el fenómeno producido cuando el flujo de gases de venteo es bajo y el aire llega a difundirse dentro de la boquilla, formándose una flama que se propaga hacia el interior del quemador.
SCFH	Es pies cúbicos estándares de aire o gas por la hora (mismo como aire libre o gas libre) a una temperatura de 60 °F y una presión de 14.7 psia.

Sistema abierto	Es aquel en el cual el fluido aliviado entra en contacto directo con la atmósfera al ocurrir el desfogue.
Siseo (<i>Simmer</i>)	Es el escape audible o visible de fluido de entre los asientos de una válvula a una presión estática por debajo de la presión de disparo y en la que no existe una descarga que se pueda medir.
Sistema cerrado	Consiste en un cabezal y ramales, los cuales recolectan el fluido relevado de los distintos dispositivos, y lo conducen hacia un punto en el cual se debe disponer en forma adecuada.
Sistema de recuperación	Es un sistema cerrado que tiene como finalidad recolectar el gas de venteo y proporcionar el tratamiento adecuado, para recuperar sustancias de alto valor económico, o para neutralizar y convertir en productos menos riesgosos, de tal manera que éstos puedan ser liberados a la atmósfera o enviados al quemador.
Sobrepresión	Se define como el incremento de presión que supera la presión de ajuste del dispositivo de venteo y marca el inicio del levantamiento de disco sobre el asiento de la válvula Presión/vacío.

Sistema de venteo	Es un arreglo de dispositivos de venteo, tubería y medios de disposición destinados para el venteo seguro, conducción y disposición de fluidos en fase gaseosa, vapor y condensados. Un sistema de venteo puede consistir de sólo una válvula de venteo de presión/vacío, un venteo abierto con o sin tubería de descarga, sobre un recipiente sencillo, hasta un sistema complejo de redes de tubería, con sistemas de separación, recuperación y quemado.
Tanque de sello	Es un recipiente que contiene un nivel de agua cuyo objeto es extinguir una flama que haya retrocedido desde la boquilla del quemador.
Tanque no refrigerado	Almacena material en un estado líquido sin la ayuda de la refrigeración por la evaporación de los contenidos del tanque o por la circulación de un sistema de refrigeración. Generalmente, la temperatura de almacenamiento es cercana o mayor a la temperatura ambiental.
Tanque refrigerado	Almacena líquido debajo de la temperatura atmosférica. Un tanque que el material se mantiene en un estado líquido con la ayuda de refrigeración por evaporación de los contenidos del tanque o por una circulación de un sistema de refrigeración puede ser considerado un tanque refrigerado.

Tanque separador De líquidos es un recipiente cilíndrico que se instala en un sistema de venteo; con el fin de eliminar el líquido arrastrado por la corriente, para evitar su presencia en los quemadores.

Válvula PSV (presión y vacío) Es la abreviatura utilizada convencionalmente para designar a una válvula de venteo para presión y vacío.

RESUMEN

En su expresión más simple, un venteo de tanque es una abertura con la finalidad básica de permitirle “respirar”, es decir “inhalar y exhalar”. La “inhalación” o ciclo de aspiración es causada por la presión negativa o el vacío generado, atribuido a dos factores:

1. Desplazamiento volumétrico causado por la extracción del líquido del Tanque.
2. Cambio del volumen por la contracción del volumen líquido en función de la disminución de la temperatura del aire que rodea al tanque y, por lo tanto, del producto.

La “exhalación” o ciclo de respiración es causada por un incremento positivo de la presión interna debido a:

3. Desplazamiento volumétrico originado durante el llenado del tanque.
4. Cambio de volumen causado por el incremento normal de la temperatura exterior del medio ambiente.

Estas cuatro condiciones gobiernan el ciclo normal de “respiración” del tanque; sin embargo, debe tenerse en cuenta otra condición no muy frecuente, pero sí muy problemática que puede producirse durante el ciclo. Esta es denominada como “Venteo de Emergencia” y es causada por:

- ➡ Excesiva presión interna del tanque, debido a una gran vaporización por estar expuesto al calor de un eventual incendio.

La abertura de los venteos deberá ser dimensionada de tal modo que pueda evacuar el volumen de gas originado en las condiciones extremas ya señaladas y dentro de los parámetros permitidos de presión. A menos que sea diseñado adecuadamente, es evidente que resultará dañada la estructura.

Los gases y vapores liberados por el tanque serán liberados directamente a la atmosfera si no representan ningún daño al personal, ambiente, instalaciones o a la comunidad cercana. De lo contrario deberán ser tratados para degradar sus características y serán conducidos a un lugar distante donde no represente daño. Un Sistema de Venteo está compuesto de cada uno de estos elementos.

Considero que es importante la implementación de sistemas de venteo en los tanques que almacenan petróleo y sus derivados, por razones de seguridad y ahorro de dinero por pérdidas por evaporación.

OBJETIVOS

➡ **GENERAL**

Desarrollo de un estudio de diseño de sistemas de venteo para tanques a baja presión y no-refrigerados, de almacenamiento de petróleo y sus derivados, para la industria Guatemalteca.

➡ **ESPECÍFICOS**

1. Establecer los parámetros de diseño y un procedimiento de cálculo de los requerimientos de venteo para condiciones normales de venteo y condiciones de emergencia.
2. Establecer los parámetros de selección de tipo de válvula de venteo y un procedimiento de cálculo del orificio efectivo de descarga para dispositivos de venteo de presión y vacío.
3. Establecer los parámetros de diseño y un procedimiento de cálculo de tubería de conducción de gases y vapores de venteo.
4. Establecer los parámetros de diseño y un procedimiento de cálculo de tanques separadores de líquidos, para sistemas de venteo.
5. Establecer los parámetros de diseño y un procedimiento de cálculo de tanques sello, para sistemas de venteo.

6. Establecer los parámetros de diseño y un procedimiento de cálculo de quemadores de gases y vapores de sistemas de venteo.
7. Establecer los beneficios del uso de válvulas de venteo de presión y vacío, y un procedimiento de cálculo de pérdidas por evaporación.

INTRODUCCIÓN

En el capítulo uno se calculan los requerimientos de venteo para condiciones normales de operación y para condiciones de operación de emergencia y al final del capítulo incluiremos un ejemplo de aplicación.

En el capítulo dos con base a los requerimientos de de venteo para condiciones normales de operación y para condiciones de operación de emergencia, se calcula el orificio efectivo de descarga para un dispositivo de venteo y al final del capítulo incluiremos un ejemplo de aplicación.

En el capítulo tres se calculan las redes de tubería, el tanque separador de líquidos, el tanque sello y el quemador, y luego de cada procedimiento de cálculo incluiremos un ejemplo de aplicación.

En el capítulo cuatro se calculan las pérdidas por evaporación en el caso de uso de venteos abiertos y en el caso de uso de válvulas de presión y vacío; y al final del capítulo incluiremos un ejemplo de aplicación.

1. CÁLCULO DE REQUERIMIENTOS DE VENTEO

En los párrafos posteriores en este capítulo se incluyen las bases de cálculo de los requerimientos de venteo, fórmulas de cálculo, algunos gráficos y tablas que serán de utilidad y para finalizar el capítulo se incluye el procedimiento de cálculo de los requerimientos y por ultimo un caso de aplicación.

1.1 ¿Qué es venteo?

En su expresión más simple, un venteo de tanque es una abertura con la finalidad básica de permitirle “respirar”, es decir “inhalar y exhalar” al tanque.

La inhalación o ciclo de aspiración es causada por la presión negativa o el vacío generado, atribuido a dos factores:

1. Desplazamiento volumétrico causado por la extracción del líquido.
2. Cambio del volumen por la contracción de la masa líquida en función de la disminución de la temperatura del aire que rodea al tanque, y por lo tanto, del producto almacenado.

La exhalación o ciclo de respiración, es causado por un incremento positivo de la presión interna debido a:

3. Desplazamiento volumétrico originado durante el llenado del tanque.
4. Cambio de volumen causado por el incremento normal de la temperatura exterior del medio ambiente.

Estas cuatro condiciones gobiernan el ciclo normal de “respiración” del tanque; sin embargo, debe tenerse en cuenta otra condición no muy frecuente, pero sí muy problemática que puede producirse durante el ciclo. Esta causa es denominada como venteo de emergencia y es provocada por:

5. Excesiva presión interna del tanque, debido a una gran vaporización por estar expuesto al calor de un eventual incendio.

La abertura de los venteos deberá ser dimensionada de tal modo que pueda evacuar el volumen gaseoso originado en las condiciones extremas ya señaladas y dentro de los parámetros permitidos de presión. A menos que sea diseñado adecuadamente, es evidente que resultará dañada la estructura del tanque.

1.2 Causas de sobrepresión y sobrevacío

Se considera que están relacionadas las causas de sobrepresión y sobrevacío entre sí cuando existen enlaces de proceso, mecánicos o eléctricos y el tiempo que transcurre entre los diversos eventos sucesivos posibles, es corto. La ocurrencia simultánea de dos o más causas de sobrepresión, no deben ser considerada, si éstas no están relacionadas entre sí. A continuación se relacionan las contingencias más comunes, aunque éstas no relevan al diseñador de la responsabilidad de analizar el proceso para determinar otras posibles causas.

1.2.1 Fuego externo

La exhalación resultará de la expansión de los vapores y evaporación del líquido cuando el fuego está próximo al tanque.

Un tanque a una altura mayor a 7.62 m (25 pies) sobre el nivel de piso o plataforma, no debe ser considerado como sometido al fuego; pero en el caso de que la temperatura sea muy elevada, debe considerarse la posibilidad de que se presenten reacciones químicas (cracking térmico) con su consecuente desprendimiento de vapores.

1.2.2 Falla de servicios auxiliares

Las fallas de servicios auxiliares, más graves y comunes son las de energía eléctrica y la de agua de enfriamiento (si el fluido es sometido a un enfriamiento previo a su almacenamiento en el tanque).

1.2.2.1 Fallas de energía eléctrica

Potencia local, de planta ancha y las fallas de uso utilitario deben ser considerados como posibles causas de sobrepresión o sobrevacío.

La pérdida de potencia eléctrica afectará directamente cualquier válvula motorizada o controladores y pueda cerrar también el suministro de aire del instrumento, o en el caso de la utilización de válvulas de venteo piloteadas con accionamiento eléctrico, si se interrumpe el suministro de energía las válvulas dejarán de funcionar. También, se puede interrumpir el enfriamiento y calentamiento de fluidos durante una falla eléctrica, lo cual provocaría en el caso de interrumpirse el calentamiento podría provocar un sobrevacío y en el caso de interrumpirse el enfriamiento podría provocar una sobrepresión.

Las fallas de energía eléctrica por su extensión se clasifican:

- ▣► **Falla local:** un solo elemento del equipo es afectado.
- ▣► **Falla intermedia:** un centro de distribución o un centro de control.
- ▣► **Falla total:** todo el equipo eléctrico se ve afectado.

1.2.2.2 Fallas en el suministro de agua de enfriamiento

Un cambio en la temperatura de la corriente de entrada a un tanque ocasionada por una pérdida de enfriamiento o un aumento en calor entrante puede causar sobrepresión en el tanque.

1.2.3 Movimiento del líquido almacenado hacia afuera o hacia adentro del tanque

Inhalar resultara como efecto de que el flujo del líquido sea hacia afuera del tanque. Exhalar resultado del flujo de líquido sea hacia adentro del tanque o bien como resultado de la vaporización de los líquidos, incluyendo el punto de inflamación del líquido de la alimentación, esto ocurre debido al flujo entrante del líquido. El flash del líquido de alimentación puede ser significativo para la alimentación si es cercano o sobre su punto de ebullición a la presión en el tanque.

1.2.4 Cambios en la temperatura atmosférica

Un incremento o caída en la presión atmosférica es una posible causa de sobrevacío o sobrepresión en un tanque.

- ▣► **Inhalar** resultará de la contracción o condensación de vapores que es causada por una disminución en la temperatura la atmosférica.
- ▣► **Exhalar** resultará de la expansión y vaporización que es causada por un aumento en la temperatura atmosférica (respiración térmica).

1.2.5 Fallas operacionales

Las fallas operacionales más comunes, son causadas por descargas bloqueadas, fallas de servicios auxiliares por mala operación y apertura inadvertida de válvulas.

1.2.6 Otras circunstancias

Al inicio del diseño posibles causas que provoquen una sobrepresión o sobrecalentamiento en un tanque deben de ser consideradas, causas como fallas en el equipo y errores operacionales. A continuación se presentan algunas posibles causas aunque no muy comunes pero es importante pero deben de ser tomadas en cuenta por el diseñador.

1.2.6.1 Transferencias de calor por dispositivos externos

- Vapor, agua templada, y el aceite caliente son medios comunes de calefacción para los tanques que el contenido se debe mantener en elevadas temperaturas. Si falla la válvula de control de suministro de un tanque, la temperatura que detecta el elemento, o el sistema de control causa que el flujo del medio de calefacción a la chaqueta del tanque se incremente, con ello puede ocurrir la vaporización del líquido almacenado en el tanque.
- Si un tanque mantenido a temperaturas elevadas, es vaciado, puede ocurrir excesiva vaporización cuando el tanque sea llenado nuevamente.
- Si el sistema de control de temperatura del tanque esta activo cuando el sensor de temperatura está expuesto a vapor, los medios de calefacción del tanque pueden estar circulando a proporción máxima con la pared del tanque a temperatura máxima. Llenar durante tales condiciones puede dar como resultado vaporización de alimentación excesiva. La excesiva vaporización de alimentación se detendrá cuando las paredes se enfríen y el elemento que censa la temperatura sea cubierto por el fluido.

1.2.6.2 Transferencia de calor por dispositivos internos

Falla mecánica de los elementos internos de un dispositivo calentador o enfriador de un tanque puede exponer los contenidos del tanque al medio enfriador o calentador usado por el dispositivo. En tanques a baja presión, esto puede asumirse como una falla, en la dirección del flujo dentro del tanque. Deben de ser consideradas la incompatibilidad química entre el contenido del tanque y el medio que transfiere calor. El venteo de los medios de transferencia de calor (por ejemplo, vapor) puede ser necesario. Debe ser considerada también la disposición de los contenidos del tanque hasta la reparación o reemplazo del dispositivo.

1.2.6.3 Sistemas de tratamiento de gases de venteo

Si vapor o gas de descarga es recolectado para tratamiento o disposición en un sistema de tratamiento, hay que considerar una posible falla del mismo. Esta falla se debe evaluar minuciosamente.

Las fallas que afecten la seguridad de un tanque pueden provocar problemas de contrapresión en la tubería (bolsas de líquido y la acumulación de sólidos progresiva), o el adecuado accionamiento de una válvula de venteo que desemboque al cabezal de descarga.

Un dispositivo de venteo de emergencia a la atmósfera, calibrado a una presión más alta que la presión de ajuste del sistema de tratamiento de venteo, es normalmente usado. Para vapores tóxicos o peligrosos, un sistema de tratamiento de venteo *fail-safe* a o prueba de fallos debe ser considerado.

1.2.6.4 Falla en una válvula de control

La falla en una válvula de control en la línea líquida para un tanque debe ser considerada porque una falla de este tipo puede afectar adversamente la fluidez de material para un tanque. Una falla de una válvula de control puede causar que la tasa del flujo del líquido incremente, y un incremento en la tasa del flujo de líquido al tanque puede sobrecargar un enfriador, causando que material a más alta temperatura sea admitido en el tanque. Una falla en una válvula control puede causar también que el nivel de líquido en una vasija a presión que alimenta al tanque baje debajo de la boquilla de salida, permitiendo vapor en la vasija lo cual ejerce presión sobre el tanque.

1.3 Cálculo de requerimientos de venteo

La abertura de los venteos deberá ser dimensionada de tal modo que pueda evacuar el volumen gaseoso originado en las condiciones extremas ya señaladas y dentro de los parámetros permitidos de presión. A menos que sea diseñado adecuadamente, es evidente que resultará dañada la estructura del tanque. Por lo tanto se concluye que los requerimientos de venteo son originados de las siguientes condiciones:

- a. **Inhalar**, resulta del máximo flujo de salida de líquido del tanque.
- b. **Inhalar**, resulta de la contracción o condensación de vapores causada por el máximo decrecimiento en la temperatura atmosférica (respiración térmica).
- c. **Exhalar**, resulta del máximo flujo entrante de líquido al tanque y máxima vaporización causada por el mismo flujo entrante.
- d. **Exhalar**, resulta de la expansión y vaporización como resultado del máximo incremento en la temperatura atmosférica (respiración térmica).
- e. **Exhalar**, resulta de la exposición al fuego.

1.3.1 Procedimiento de cálculo de requerimientos normales de venteo

El procedimiento calcula la cantidad mínima de aire necesaria para la respiración del tanque en condiciones normales de operación, por el movimiento del líquido hacia dentro o hacia fuera del tanque y por los efectos de la temperatura atmosférica; el total de la capacidad normal de venteo será al menos la suma de los requerimientos de venteo por el movimiento del líquido y efecto térmico; sin embargo, la capacidad requerida puede ser con referencia reducida para los productos en que la generación de vapor o la condensación es mayor debido a su volatilidad, por ello la presión debe de estar dentro del rango permisible del tanque proporcionando todos o la parte de los requerimientos de venteo. Hay casos en que los no condensables están presentes, esto debe ser tomado en la cuenta.

Paso 1

Datos

Para realizar los cálculos de los requerimientos normales de Venteo necesitamos primeramente algunos datos:

- ▣▶ Capacidad de almacenaje del tanque = barriles (galones)
- ▣▶ Temperatura de punto de inflamación o flash del líquido almacenado = °F
- ▣▶ Temperatura de punto de ebullición del líquido almacenado = °F
- ▣▶ Máxima tasa de llenado del tanque de almacenamiento = barriles/hora
- ▣▶ Máxima tasa de vaciado del tanque de almacenamiento = barriles/hora

Paso 2

Requerimiento normal de venteo para el máximo movimiento de líquido hacia afuera del tanque

El requerimiento de capacidad de venteo para el máximo movimiento de líquido hacia fuera de un tanque debe ser equivalente a 5.6 SCFH (0.159 metros cúbicos por hora) de aire para cada barril de 42 galones (0.159 metros cúbicos) por hora de máxima tasa de vaciado de líquidos de cualquier punto de inflamación o de flash. Una tabulación de estos datos se encuentra en la Tabla I, columna 1.

**Tabla I. Requerimientos normales de venteo por movimiento del líquido
SCFH de aire por barril por hora de líquido fluido**

	Inhalar		Exhalación	
	Columna 1	Columna 2	Columna 3	Columna 4
	Movimiento de líquido hacia fuera	Térmica	Movimiento de líquido hacia adentro	Térmica
El punto de Inflamación > 100 °F (37.78 °C)	5.6	Véase Tabla III , columna 2	6	Véase Tabla III , columna 3
El punto de ebullición > 300 °F (149 °C)	5.6	Véase Tabla III , columna 2	6	Véase Tabla III , columna 3
El punto de Inflamación < 100 °F (37.78°C)	5.6	Véase Tabla III , columna 2	12	Véase Tabla III , columna 4
El punto de ebullición < 300 °F (149 °C)	5.6	Véase Tabla III , columna 2	12	Véase Tabla III , columna 4

Paso 3

Requerimiento normal de venteo para el máximo movimiento de líquido hacia adentro del tanque

▣▣▣▣ Para líquidos con un punto de inflamación ≥ 100 °F o con un punto de ebullición ≥ 300 °F

El requerimiento de capacidad de venteo para el máximo movimiento de líquido hacia dentro de un tanque y el resultado de la vaporización del líquido con un punto de inflamación o flash de 100 °F (37.78 °C) o sobre o a un punto de ebullición normal de 300°F (149°C) o sobre debe ser equivalente a 6 SCFH (0.17 metros cúbicos por hora) de aire para cada barril de 42 galones (0.159 metros cúbicos) por hora de la máxima tasa de llenado. Una tabulación de estos datos se encuentra en la Tabla I, columna 3.

▣▣▣▣ Para líquidos con un punto de inflamación < 100 °F o con un punto de ebullición < 300 °F

El requerimiento de capacidad de venteo para el máximo movimiento de líquido hacia dentro de un tanque y el resultado de vaporización para líquidos con un punto de flash debajo de 100 °F (37.78 °C) o un punto de ebullición normal debajo de 300 °F (149 °C) debe ser equivalente a 12 SCFH (0.34 metros cúbicos por hora) de aire para cada barril de 42 galones (0.159 metros cúbicos) por hora a la máxima tasa de llenado. Una tabulación de estos datos se encuentra en la Tabla I, columna 3.

Tabla II. Propiedades de hidrocarburos comunes

Propiedad	Gasolina	Diesel	Metanol	Etanol	Propano
Fórmula química	C ₄ a C ₁₂	C ₃ a C ₂₅	CH ₃ OH	C ₂ H ₅ OH	C ₃ H ₈
Peso molecular	100–105	≈0	32.04	46.07	44.1
Composición, % peso					
Carbón	85–88	84–87	37.5	52.2	82
Hidrógeno	12–15	33–16	12.6	13.1	18
Oxígeno	0	0	49.9	34.7	–
Gravedad específica, 60°F/60°F	0.72–0.78	0.81–0.89	0.796	0.796	0.508
Densidad, libra/gal @ 60° F	6.0–6.5	6.7–7.4	6.63	6.61	4.22
La temperatura de ebullición, °F	80–437	370–650	149	172	-44
Presión de vapor Reid, psi	8–15	0.2	4.6	2.3	208
Punto de congelación, °F	-40	-40–30	-143.5	-173.2	-305.8
Viscosidad centipoise @ 60°F	0.37–0.44	2.6–4.1	0.59	1.19	–
Punto de inflamación, taza cerrada, °F	-45	165	52	55	-100 a -150
Temperatura de autocombustión espontánea, °F	495	≈600	867	793	850–950
Límites de inflamabilidad, el volumen %					
Bajo	1.4	1	7.3	4.3	2.2
Alto	7.6	6	36	19	9.5
Calor latente de la vaporización					
Btu/gal @ 60° F	≈900	≈700	3,340	2,378	775
Btu/libra @ 60° F	≈150	≈100	506	396	193.1
Btu/aire libra para la mezcla estequiométrica @ f de 60°	≈10	≈8	78.4	44	–
El combustible en el estado líquido, Btu/libra o aire	1,290	–	1,330	1,280	–
Calor específico, Btu/la libra °F	0.48)	0.43	0.6	0.57	--
aire / combustible estequiométrico, peso	14.7(3)	14.7	6.45	9	15.7

Tabla III. Requerimientos de capacidad de venteo por efectos térmicos

Capacidad de venteo por efectos térmicos (SCFH)				
Columna 1		Columna 2 ^a	Exhalar (presión)	
Capacidad de tanque Barriles	Galones	Inhalar (vacío)	Columna 3 ^b	Columna 4 ^c
			Punto de inflamación ≥100°F (37.78°C) o punto de ebullición normal ≥300°F (149°C)	Punto de inflamación <100°F (37.78°C) o el punto de ebullición normal <300°F (149°C)
60	2,500	60	40	60
100	4,200	100	60	100
500	21,000	500	300	500
1,000	42,000	1,000	600	1,000
2,000	84,000	2,000	1,200	2,000
3,000	126,000	3,000	1,800	3,000
4,000	168,000	4,000	2,400	4,000
5,000	210,000	5,000	3,000	5,000
10,000	420,000	10,000	6,000	10,000
15,000	630,000	15,000	9,000	15,000
20,000	840,000	20,000	12,000	20,000
25,000	1,050,000	24,000	15,000	24,000
30,000	1,260,000	28,000	17,000	28,000
35,000	1,470,000	31,000	19,000	31,000
40,000	1,680,000	34,000	21,000	34,000
45,000	1,890,000	37,000	23,000	37,000
50,000	2,100,000	40,000	24,000	40,000
60,000	2,520,000	44,000	27,000	44,000
70,000	2,940,000	48,000	29,000	48,000
80,000	3,360,000	52,000	31,000	52,000
90,000	3,780,000	56,000	34,000	56,000
100,000	4,200,000	60,000	36,000	60,000
120,000	5,040,000	68,000	41,000	68,000
140,000	5,880,000	75,000	45,000	75,000
160,000	6,720,000	82,000	50,000	82,000
180,000	7,560,000	90,000	54,000	90,000

Notas Tabla III:

- 1. Haga interpolaciones para tamaños intermedios de tanque. Tanques con una capacidad de más de 180,000 barriles requieren estudio individual.
- 2. SCFH = pies cúbicos estándares de aire por hora.
- **A** tanques con una capacidad de 20,000 barriles o más, los requerimientos para condiciones de vacío son muy cercanas al valor teóricamente computado de 2 SCFH de aire por pie cuadrado de la suma total del área de la pared y techo. Para tanques con una capacidad de menos de 20,000 barriles, los requerimientos para la condición de vacío son basados en 1 SCFH del aire para cada barril de la capacidad de tanque. Esto es sólidamente equivalente a una proporción media del cambio de 100 °F por hora en la temperatura de espacio de vapor. Cualquier condensación que pueda ocurrir en el espacio de vapor del tanque no ha sido incluida en columna 2 y es adicional.
- **B** líquidos en almacén con un punto de flash de 100 °F o superior, el requerimiento de exhalación ha sido asumido para tener 60 por ciento del requerimiento de inhalar. Las temperaturas de techo y pared de un tanque no pueden levantarse rápidamente bajo ninguna condición así mismo caer, por ejemplo, durante una lluvia fría repentina.
- **C** líquidos en almacén con un punto de flash debajo de 100 °F, el requerimiento de exhalar ha sido asumido igualmente que el requerimiento de inhalar para tener en cuenta vaporización de la superficie líquida y para la gravedad específica más alta de los vapores del tanque.

Paso 4

Requerimiento de capacidad de venteo para la inhalación del tanque por efectos de la temperatura atmosférica

El requerimiento de capacidad de venteo para la inhalación del tanque por efectos térmicos para un tanque de capacidad dada y para líquidos de cualquier punto de inflamación o flash debe ser al menos el mostrado en columna 2 de la Tabla III. Cualquier condensación que pueda ocurrir en el espacio de vapor de tanque no ha sido tomada en cuenta en columna 2 de la Tabla III y es adicional.

Paso 5

Requerimiento de capacidad de venteo para la exhalación del tanque por efectos de la temperatura atmosférica

►►► Para líquidos con un punto de inflamación ≥ 100 °F o con un punto de ebullición ≥ 300 °F

El requerimiento de capacidad de venteo para exhalación térmica, incluyendo la vaporización térmica, para una capacidad de tanque dada, para un líquido con un punto de inflamación o flash de 100°F (37.78°C) o más o un punto de ebullición normal de 300 °F (149 °C) o más debe ser al menos el mostrado en columna 3 de la Tabla III.

►►► Para líquidos con un punto de inflamación < 100 °F o con un punto de ebullición < 300 °F

El requerimiento de venteo para exhalación térmica, incluyendo la vaporización térmica, para un tanque con capacidad dada para líquidos con un punto de inflamación o flash debajo de 100 °F (37.78 °C) o un punto de ebullición normal debajo de 300 °F (149 °C) debe ser al menos el mostrado en columna 4 de la Tabla III.

Paso 6

Sumatoria de requerimientos normales de venteo

Luego de calcular los requerimientos normales de venteo es necesaria realizar una sumatoria de los requerimientos normales de venteo para vacío y la otra sumatoria para los requerimientos normales de venteo para presión.

Es necesario mencionar que en un tanque con condiciones de operación en el que el líquido se encuentra o cerca del punto de ebullición a la presión del tanque puede requerir una capacidad de exhalar más alta que la capacidad que se indicó o en la Tabla I. Los valores presentados en la Tabla III, son basados en una vaporización del 0.5 por ciento del líquido de alimentación; significativamente las proporciones de vaporización más altas pueden ocurrir si la alimentación es arriba del punto de ebullición.

1.3.2 Ejemplo de aplicación de procedimiento de cálculo de requerimientos normales de venteo

Calcularemos los requerimientos de venteo normales para una planta de tanques de cuatro tanques de almacenamiento verticales idénticos, de techo fijo, diseñados de acuerdo a la norma API 650 y el líquido contenido en ellos es gasolina, esta planta de tanques será utilizada a lo largo del trabajo de graduación en cada uno de los bloques de diseño del sistema de venteo, y cabe mencionar que los valores calculados en cada uno de los ejemplos de aplicación de los procedimientos serán utilizados en aplicaciones de procedimientos posteriores.

Paso 1

Datos

Para realizar los cálculos de los requerimientos normales de venteo necesitamos primeramente algunos datos:

- ▣▶ Capacidad de almacenaje del tanque = 3,287.57 bbl (138,078.10 gal.)
- ▣▶ Temperatura de punto de inflamación del líquido almacenado = - 40 °F
- ▣▶ Temperatura de punto de ebullición del líquido almacenado = 280 °F
- ▣▶ Máxima tasa de llenado del tanque de almacenamiento = 800 bbl/hr
- ▣▶ Máxima tasa de vaciado del tanque de almacenamiento = 300 bbl/hr

Paso 2

Requerimiento normal de venteo para el máximo movimiento de líquido hacia afuera del tanque

Con los datos de temperatura de ebullición e inflamación tomamos los valores de (SCFH-hr)/barril de la Tabla I.

Ahora como los tanques tienen la misma capacidad y dimensiones, basta con calcular los requerimientos para uno de los tanques. Lo conseguimos multiplicando los requerimientos normales de venteo para vacío por movimiento de líquido por la máxima tasa de vaciado.

Requerimiento

por barril = 5.6 (SCFH-hr)/barril

Ahora lo multiplicamos por la máxima tasa de vaciado:

$$\text{Requerimiento de vacío por movimiento del líquido} = 5.6 \left[\frac{\text{SCFH} \times \text{hr}}{\text{barril}} \right] \times 300 \left[\frac{\text{barril}}{\text{hr}} \right] = 1,680 \text{ SCFH}$$

Paso 3

Requerimiento normal de venteo para el máximo movimiento de líquido hacia adentro del tanque

Con los datos de temperatura de ebullición e inflamación tomamos los valores de (SCFH-hr)/barril de la Tabla I.

Ahora como los tanques tienen la misma capacidad y dimensiones, basta con calcular los requerimientos para uno de los tanques. Lo conseguimos multiplicando los requerimientos normales de venteo para presión por movimiento de líquido por la máxima tasa de llenado.

$$\text{Requerimiento por barril} = 12 \text{ (SCFH-hr)/barril}$$

Ahora lo multiplicamos por la máxima tasa de llenado

$$\text{Requerimiento de presión por movimiento de líquido} = 12 \left[\frac{\text{SCFH} \times \text{hr}}{\text{barril}} \right] \times 800 \left[\frac{\text{barril}}{\text{hr}} \right] = 9,600 \text{ SCFH}$$

Paso 4

Requerimiento de capacidad de venteo para la inhalación del tanque por efectos de la temperatura atmosférica

Utilizando la Tabla III, vamos y buscamos en la columna 1 la capacidad en galones del tanque, en este caso como la capacidad del tanque es intermedia entre los valores para 126,000 galones y 168,000 galones, tenemos que interpolar, para poder encontrar los requerimientos de normales de venteo para vacío, utilizaremos la columna 2^A como se explica en el fragmento de la Tabla III, a continuación:

Capacidad de venteo por efectos térmicos (SCFH)				
Columna 1		Columna 2 ^a	Exhalar (presión)	
Capacidad de tanque Barriles Galones		Inhalar (vacío)	Columna 3 ^b Punto de inflamación ≥100°F (37.78°C) o punto de ebullición normal ≥300°F (149°C)	Columna 4 ^c Punto de inflamación <100°F (37.78°C) o el punto de ebullición normal <300°F (149°C)
60	2,500	60	40	60
100	4,200	100	60	100
3,000	126,000	3,000	1,800	3,000
	138,078.10	Requerimiento vacío		
4,000	168,000	4,000	2,400	4,000
5,000	210,000	5,000	3,000	5,000

Luego de la interpolación tenemos que:

Requerimiento para vacío = 3,287.57 SCFH

Paso 5

Requerimiento de capacidad de venteo para la exhalación del tanque por efectos de la temperatura atmosférica

Utilizando la Tabla III, vamos y buscamos en la columna 1, la capacidad en galones del tanque, en este caso como la capacidad del tanque es intermedia entre los valores para 126,000 galones y 168,000 galones, tenemos que interpolar, para poder encontrar los requerimientos de normales de venteo para presión tomaremos la columna 4^C la cual le corresponde por las características de punto de ebullición e inflamación del fluido, como se explica en el fragmento de la Tabla III, a continuación:

Nota: se debe de utilizar la columna 3^B si el punto de inflamación es $\geq 100^{\circ}\text{F}$ o el punto de ebullición normal es $\geq 300^{\circ}\text{F}$.

Capacidad de venteo por efectos térmicos (SCFH)				
Columna 1		Columna 2 ^a	Exhalar (presión)	
Capacidad de tanque Barriles Galones		Inhalar (vacío)	Columna 3 ^b Punto de inflamación $\geq 100^{\circ}\text{F}$ (37.78°C) o punto de ebullición normal $\geq 300^{\circ}\text{F}$ (149°C)	Columna 4 ^c Punto de inflamación <100°F (37.78°C) o el punto de ebullición normal <300°F (149°C)
60	2,500	60	40	60
100	4,200	100	60	100
3,000	126,000	3,000	1,800	3,000
	138,078.10			Requerimiento presión
4,000	168,000	4,000	2,400	4,000
5,000	210,000	5,000	3,000	5,000

Luego de la interpolación tenemos que casualmente es el mismo valor que el de vacío.

Requerimiento para presión = 3287.57 SCFH

Paso 6

Sumatoria de requerimientos normales de venteo

Ahora sumaremos los requerimientos normales de venteo por efectos del movimiento del líquido y los requerimientos normales de venteo por efectos térmicos, para presión y para vacío.

Requerimientos totales para cada tanque

	Presión SCFH	Vacio SCFH
Requerimiento por movimiento del líquido	9,600.00	1,680.00
Requerimiento por efectos térmicos	3,287.57	3,287.57
TOTALES	12,887.57	4,967.57

1.3.3 Requerimiento de venteo de emergencia para tanques bajo exposición a fuego

El requerimiento de venteo de emergencia es un requerimiento de venteo que protegerá la estructura del tanque contra colapso, en caso de exposición al fuego en una contingencia dada y para ello existen expresiones matemáticas para calcular las capacidades operativas correctas de los venteos de emergencia, teniendo cada dispositivo de emergencia su curva correspondiente y su certificación otorgada por un ente reconocido internacionalmente. Un detalle que es importante tener en cuenta cuando se almacenan líquidos inestables, consiste en analizar los efectos del calor o gases resultantes debido a la polimerización, descomposición, condensación o autoreacción.

Los valores necesarios para los venteos de emergencia se derivan en consideración de los siguientes puntos:

- a. Régimen máximo probable de transferencia de calor por unidad de área
- b. Dimensión del tanque y porcentaje del área total que probablemente esté expuesta al fuego o calor radiante
- c. Tiempo necesario para que el contenido del tanque entre en ebullición

- d. Tiempo necesario para que se calienten las partes de las paredes o techo del tanque, expuesta al calor radiante del fuego a una temperatura tal que el metal perderá su resistencia mecánica.
- e. Efecto de la disipación térmica del calor por el aislamiento térmico y de la aplicación de agua para reducir la transferencia de calor.

Por tanto en los tanques de almacenamiento que son expuestos a fuego, la tasa de venteo puede exceder la tasa resultante de la combinación de los efectos térmicos normales y los efectos del movimiento del líquido. El diseño del tanque debe de estar provisto de una capacidad adicional de venteo, convenientemente dispuesta por medio de dispositivos adicionales de venteo de emergencia o bien existe otra alternativa, el diseño del tanque con una junta o soldadura débil o de resistencia regular, que ceda a determinada presión interna, separando el techo de las paredes verticales para aliviar la sobrepresión por la excesiva vaporización en caso de que el tanque se encuentre bajo exposición al fuego.

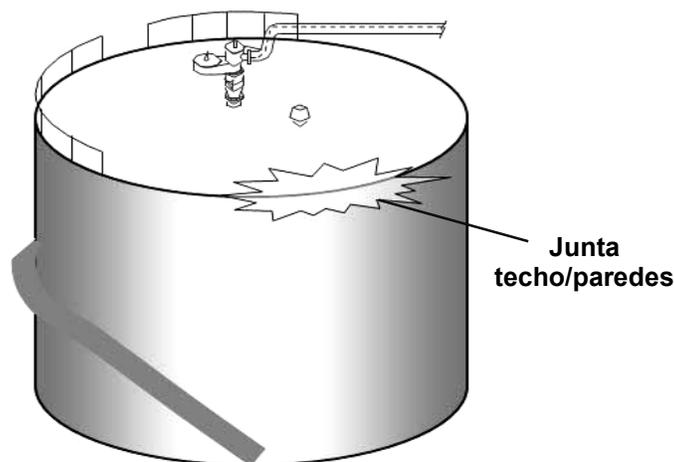
1.3.3.1 Tanques con junta techo-pared regular

En un tanque de techo fijo con una soldadura junta techo a paredes regular como se describe en norma de API 650, la junta techo a pared falle preferentemente a cualquiera otra junta y la presión excesiva se alivie sin peligro si la capacidad normal de venteo provee inadecuadamente en una emergencia.

En un tanque construido bajo las especificaciones de la norma API 650, se considera que no requiere un requerimiento adicional para el venteo de emergencia; sin embargo, dispositivos de venteo de emergencia adicionales son usados para evitar la falla de la junta.

Se debe tener un especial cuidado para asegurar de que este incluido en los requerimientos de emergencia una junta techo-paredes regular, particularmente en un tanque pequeño, porque los regímenes de elevación de temperatura y vaporización para volúmenes de líquido contenido dentro de un tanque de baja capacidad son mucho más marcados. Vea la siguiente Figura 1, representativa de una junta techo-pared regular.

Figura 1. Tanque de almacenamiento con junta techo/paredes regular



1.3.3.2 Procedimiento de cálculo de requerimiento de venteo de emergencia para tanques sin junta techo-paredes regular

Cuando un tanque no es provisto con una junta techo-paredes regular como se describe en 1.3.3.1, o en casos de que si sea provisto de una junta techo-paredes regular pero se requiera prevenir el restablecimiento o reparación de la junta techo-paredes debido a una emergencia. Para tanques sujetos a exposición a fuego, la capacidad de venteo requerida será determinada por la Ecuación 1.

Ecuación 1. Requerimiento de venteo de emergencia

$$V_{\text{EMERGENCIA}} = 3.091 \times \frac{QF}{L} \times \left(\frac{T}{M} \right)^{0.5}$$

Donde:

$V_{\text{EMERGENCIA}}$ = Requerimiento de venteo, en pies cúbicos de aire estándares por hora

A = Área de la superficie mojada en pies cuadrados

Q = Absorción de calor, en las unidades térmicas británicas por hora en Btu/hr.

F = Factor Ambiental

L = El calor latente de vaporización del líquido almacenado a la presión y temperatura de descarga, en las unidades térmicas británicas por libra

T = Temperatura del vapor de descarga, en grados Rankine.

Importante: es normalmente asumido que la temperatura del vapor de descarga corresponda al punto de ebullición del fluido almacenado.

M_{GAS} = Peso molecular del gas o vapor de venteo.

Paso 1

Datos

Para realizar el cálculo del requerimiento de venteo de emergencia necesitamos primeramente algunos datos:

h = Altura del tanque de almacenamiento en pies

r = Radio del tanque de almacenamiento en pies

T = Temperatura de punto de ebullición del líquido almacenado en Rankine

L = Calor latente de vaporización del líquido almacenado en Btu/lb

M_{GAS} = Peso molecular del vapor o gas de venteo en gr/mol

Paso 2

Área de superficie mojada

El área mojada de un tanque o recipiente de almacenamiento será calculada como sigue:

▣▣▣▣ Para un globo y un esferoide

El área mojada será el 55 por ciento del área superficial total o el área superficial a una altura de 30 pies (9.14 metros) de la plataforma, cualquiera que sea mayor.

▣▣▣▣ Para un tanque horizontal

El área mojada es igual al 75 por ciento del área superficial total o el área superficial a una altura de 30 pies (9.14 metros) de la plataforma, cualquiera que sea mayor.

▣▣▣▣ Para un tanque vertical

El área mojada es igual al área superficial total de la cubierta vertical o pared vertical o a una altura de 30 pies (9.14 metros) de la plataforma. Para un tanque vertical fijado sobre el terreno, el área de las placas o tapas no es incluida como área mojada. Para un tanque vertical soportado en plataforma, una porción del área del fondo es incluida como área mojada adicional. La porción del área inferior expuesta a un fuego depende del diámetro y elevación del tanque en plataforma. En caso de alguna irregularidad superficial juicios de ingeniería serán utilizados para calcular el área expuesta a fuego.

Paso 3

Absorción de calor

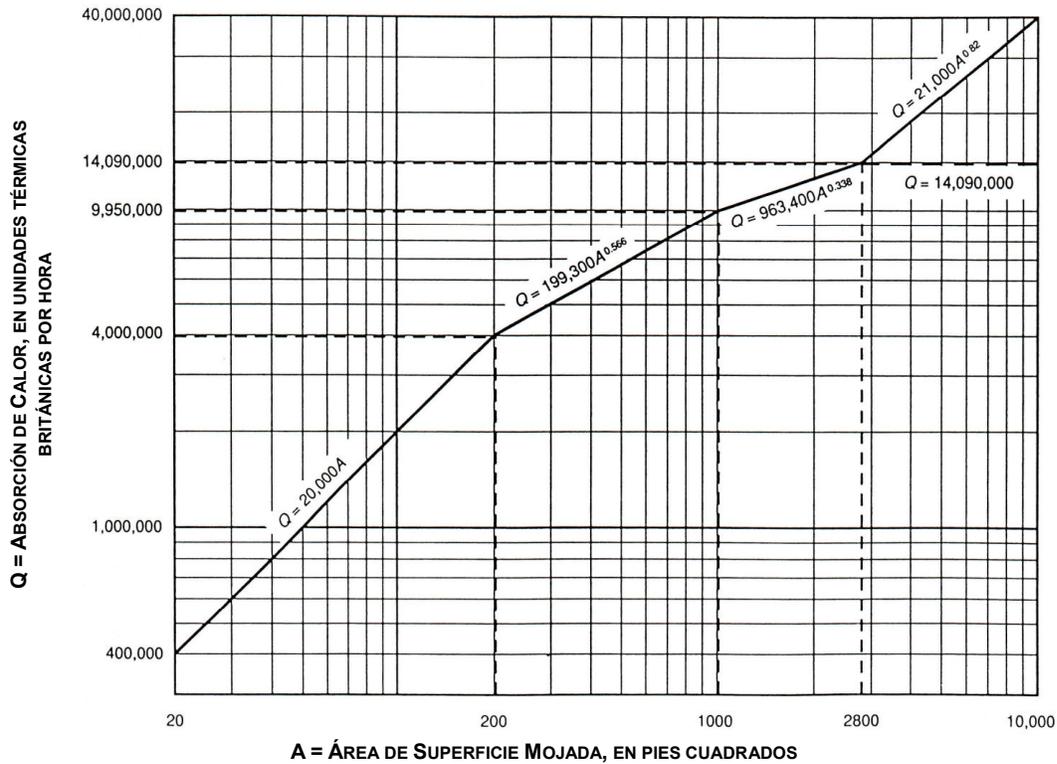
Para ello utilizaremos el area de superficie mojada calculada en el paso 2 y seleccionaremos de la Tabla IV, una ecuación correspondiente al valor del área de superficie y la presión de diseño del tanque de almacenamiento.

Tabla IV. Absorción de calor de acuerdo al área de superficie mojada

Área de la superficie mojada (pies cuadrados)	Presión de diseño (psig)	La entrada de calor (Btu / hr)
<200	Todas	Q = 20,000A
>200 y <1000	Todas	Q = 199,300A^{0.566}
>1000 y <2800	Todas	Q = 963,400A^{0.338}
>2800	>1	Q = 21,000A^{0.82}
>2800	≤1	Q = 14,090,000

O bien la representación gráfica para la absorción de calor de acuerdo al área de superficie mojada representada en la Figura 2.

Figura 2. Gráfica de absorción de calor de acuerdo al área de la superficie mojada



Paso 4

Obtención del factor ambiental

Para ello utilizaremos la Tabla V, en donde se citan algunas aplicaciones comunes, pero si el tanque está provisto de aislamientos especiales, se recomienda la aplicación de un juicio de ingeniería para la obtención del factor. El criterio se puede tomar solo para un factor ambiental.

Tabla V. Factores ambientales para tanques

Datos	Factor f
Tanque de metal desnudo	1.0
Tanque Insulado ^a (estos valores de conductancia de aislamiento arbitrarios se proveen como ejemplos y están en las unidades térmicas británicas por hora por el pie cuadrado por °F)	
4.0	0.3 ^b
2.0	0.15 ^b
1.0	0.075 ^b
0.67	0.05 ^b
0.5	0.0375 ^b
0.4	0.03 ^b
0.33	0.025 ^b
Tanque con aislamiento de concreto	^c
Tanques con aplicación de agua ^d	1.0
Facilidades de despresurización y vaciado ^e	1.0
Tanques cubiertos de tierra	0
Tanque cubierto de tierra en plataforma	0.03
Dique de contención lejos del tanque ^f	0.5

Notas Tabla V:

A La insulación resistirá el desalojamiento por el equipo de combate de fuego, será incombustible, y no se descompondrá hasta temperaturas de 1,000 °F. Si el aislamiento no cuenta con estas condiciones, no serán valederos los valores citados en la tabla.

El ejemplo de valores de conductancia (conductividad dividida por el grosor del aislamiento) provistos son basados en un aislamiento con una conductividad térmica de 4 unidades térmicas británicas por hora por el pie cuadrado por °F por pulgada de grosor y grosores de 1, 2, 4, 6, 8, 10, y 12 pulgadas. El diseñador responsable de determinar el actual valor de conductancia del aislamiento a usar. El valor conservador de 4 unidades térmicas británicas por hora por el pie cuadrado por °F por pulgada del grosor para la conductividad térmica es usado porque la conductividad térmica de aislamiento completamente mojado puede acercarse a la conductividad térmica del agua.

B El factor de **F** es basado en la conductancia térmica valor mostrado y una temperatura diferencial de 1,600 °F al usar un valor de entrada de calor de 21,000 unidades térmicas británicas por la hora por pie cuadrado de acuerdo con las condiciones asumidas en API practica recomendada 520. Cuando estas condiciones no existan, juicios de ingeniería deben ser ejecutados al escoger un factor **F** más alto o proveer otras formas de proteger al tanque de la exposición al fuego.

C El factor **F** para un valor de conductancia equivalente del aislamiento del concreto en particular.

D Bajo condiciones ideales, películas de agua cubriendo las superficies del tanque pueden absorber sustancialmente todos los incidentes de radiación; sin embargo, la fiabilidad de la aplicación de agua efectiva depende de muchos factores. Temperaturas frías, vientos fuertes, atoramiento de sistema, problemas del abastecimiento de agua, y las condiciones superficiales adversas del tanque son unos cuantos factores que pueden impedir la adecuado o uniforme cubierta de agua.

Debido a estas incertidumbres, el uso de un factor de **F** con excepción de 1.0 para la aplicación de agua se desalienta generalmente.

E Los dispositivos de despresurización pueden ser usados, pero no se permitirá ninguna consideración para su uso en dimensionamiento de válvulas de seguridad para exposición a fuego.

F Las condiciones siguientes se deben tomar: una inclinación de no menos del 1 por ciento del tanque al área de dique para al menos 50 pies (15 metros) hacia el área de embalse; El área de embalse tendrá una capacidad no menos de la capacidad del tanque más grande que pueda drenar en él; el sistema de drenaje de otros tanques a sus áreas de embalse no expondrán seriamente el tanque; y el área de embalse para el tanque así como el área de embalse para otros tanques (si remoto o con diques alrededor de otros tanques) será localizado de modo que cuando el área está llena hasta el tope, su nivel no esté cerca por al menos 50 pies (15 metros) del tanque.

Paso 5

Valuamos para la Ecuación 1

Luego de obtener todos los valores de las variables de la Ecuación 1, procedemos a sustituir todos los valores, obteniendo el requerimiento de venteo de emergencia en caso de exposición a fuego.

1.3.3.3 Ejemplo de aplicación de procedimiento de cálculo de requerimiento de venteo de emergencia

Como ejemplo tomaremos el mismo ejemplo de los procedimientos anteriores, la planta de 4 tanques, verticales, sobre terreno, de techo fijo, de acero desnudo, de almacenamiento de gasolina. Pero antes haremos algo para simplificar los cálculos, la densidad del vapor de gasolina tomando como base **aire = 1**, está en el rango de **3-4** típicamente. Entonces para simplificar los cálculos vamos a aproximar el vapor de gasolina o sea el vapor o gas de venteo a un vapor que tenga una gravedad específica aproximada al rango de 3 a 4, y que no tenga un peso molecular mayor al de la gasolina, este vapor lo seleccionaremos de la Tabla X, entonces tomaremos el hexano ya que tiene una gravedad específica **G = 2.973 @ 1 atmosfera y 60 °F** y un peso molecular **M = 86.18 gr/mol**, que es menor al de la gasolina líquida. Por lo tanto el vapor de gasolina será aproximado en todos los cálculos al vapor de hexano como gas de venteo para simplificar los cálculos, de igual manera deberá realizar juicios de ingeniería si usted cree conveniente aproximar el gas en su aplicación en particular, es recomendado por API si usted no cuenta con un estudio físico químico completo de la composición del gas de venteo o vapor del líquido almacenado.

Paso 1

Datos

Para realizar el cálculo del requerimiento de venteo de emergencia necesitamos primeramente algunos datos:

r = Radio = 18.045 pies

h = Altura = 18.045 pies

T = Temperatura punto de ebullición líquido almacenado = 280 °F = 739.67 R

L = Calor latente de vaporización del líquido almacenado = 150 Btu / lb

M_{HEXANO} = Peso molecular del vapor o gas de venteo = 86.17

Paso 2

Área de superficie mojada

Vemos en el procedimiento que para un tanque vertical, sobre-terreno, el área de superficie mojada es igual al área de la pared vertical, la cual por geometría viene dada de la siguiente manera.

$$A_{\text{MOJADA}} = 2 \times \pi \times r \times h$$

$$= 2 \times \pi \times 18.045 \text{ pies} \times 18.045 \text{ pies} = 2,045.86 \text{ pies}^2$$

Paso 3

Absorción de calor

Ahora vamos a la Tabla IV o la Figura 2 y seleccionamos la ecuación equivalente al área de superficie mojada que se cálculo. Como el área de superficie mojada es mayor que 1,000 pies² pero menor que 2,800 pies², entonces la ecuación que le corresponde es la siguiente:

Tomamos la ecuación y sustituimos:

$$Q = 963,400 \times A_{\text{MOJADA}}^{0.338} = 963,400 \times 2,045.86^{0.338}$$

$$= 12,673,089.47 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

Paso 4

Factor ambiental

Lo extraeremos de la Tabla V. Buscamos el valor de **F** para un tanque de metal desnudo, el factor ambiental correspondiente para los tanques en este caso es de:

$$\mathbf{F = 1.0}$$

Paso 5

Venteo de emergencia

Tomamos la Ecuación 1 y sustituimos:

$$\begin{aligned} V_{EMER} &= 3.091 \times \left(\frac{Q \times F}{L} \right) \times \left(\frac{T}{M_{GAS}} \right)^{0.5} \\ &= 3.091 \times \left(\frac{12,673,089.47 \times 1.0}{150} \right) \times \left(\frac{739.67}{86.17} \right)^{0.5} = 765,122.90 \text{ SCFH} \end{aligned}$$

2. SELECCIÓN DE DISPOSITIVO DE VENDEO Y CÁLCULO DE ORIFICIO EFECTIVO DE DESCARGA

En el capítulo anterior vimos el cálculo de los requerimientos de venteo normales, estos requerimientos calculados en SCFH deben de ser adaptados al diseño del tanque de almacenamiento por medio de dispositivos de venteo cuyas capacidades serán como mínimo los valores calculados para los requerimientos normales de venteo y se le asignara como nombre “dispositivos de venteo para requerimientos normales”.

Por otro lado si el tanque de almacenamiento no cuenta con una junta techo-paredes regular o se requiere proteger la junta techo-tanque, debe de ser adaptado al diseño del tanque de almacenamiento un dispositivo de venteo cuya capacidad es como mínimo el valor calculado para los requerimientos de venteo de emergencia y se le asignara como nombre “dispositivo de venteo para requerimientos de emergencia”.

Estos dispositivos tanto para requerimientos normales y de emergencia serán colocados en la parte más alta del tanque independientemente de su forma geométrica, para proporcionar una comunicación directa con el espacio de vapor del tanque.

En el presente capítulo estudiaremos los tipos básicos de dispositivos de venteo de presión y vacío; los criterios de selección del tipo de válvulas y características especiales de las mismas; luego procederemos al cálculo del tamaño de la válvula de venteo mínimo que será capaz de satisfacer los requerimientos de venteo normales y de emergencia.

Importante: la contrapresión es uno de los factores más importantes en el diseño de un sistema de venteo, la mayoría de los cálculos se basan en este parámetro, debido a que de ello depende gran parte del costo total del sistema de venteo, debido a que si se tiene una contrapresión alta en el sistema usted deberá de seleccionar válvulas de venteo resistentes a la contrapresión, lo cual elevara su costo, pero si usted diseña con diámetros de tubería más grandes, la contrapresión bajaría y por lo tanto usted podría utilizar unas válvulas de venteo con resistencias menores a la contrapresión que son de menor costo que las de alta resistencia, pero surge una interrogante, conviene pagar por tubería de mayor diámetro con una válvula de menor resistencia a la contrapresión, o por otro lado conviene pagar por una tubería de menor diámetro con una válvula de mayor resistencia a la contra presión, obviamente lo que menor costo genere; todas las posibles mezclas de estos factores deben de ser evaluadas, para encontrar la configuración optima de elementos, esto será tratado con más detalle en la sección de diseño de tubería de descarga, es muy importante que se inicie a calcular con válvulas de menor precio y diámetros conservadores, posteriormente si el valor de contrapresión es muy alto entonces procede a aumentar los diámetros para bajar la contrapresión, si los tamaños de tubería no satisfacen económicamente, es recomendable, realizar los cálculos nuevamente con otro tipo de válvula con resistencias mayores a la contrapresión e iniciar a variar diámetros de la tubería y así sucesivamente hasta encontrar la configuración que a criterio del diseñador es la mejor, teniendo presente todos los criterios de selección.

2.1 Criterios de selección de dispositivos de venteo

A continuación definiremos algunos de los principales criterios de selección para un dispositivo de venteo ya sea para venteos de requerimientos normales o para venteo de requerimientos de emergencia.

▣► **En base a su función básica**

Existen dispositivos de venteo normal que realizan la función de venteo de presión, dispositivos de venteo que realizan la función de venteo de vacío, dispositivos compuestos que en un solo dispositivo proporcionan la función de venteo de presión y de vacío. El criterio de selección para decidir usar un dispositivo de venteo de vacío, uno de presión o uno compuesto que ventee presión y vacío, depende de los factores primordiales:

- 1. Peso del dispositivo:** supongamos que se necesita una cantidad grande de dispositivos de venteo de presión y de vacío porque el requerimiento de venteo de presión y el requerimiento de venteo de vacío es muy alto y no existen una válvula que supla completamente el requerimiento normal de venteo de presión, ni una válvula normal de venteo de vacío que supla completamente el requerimiento de venteo de vacío, entonces debe de utilizar varias válvulas de normales de venteo de presión y varias válvulas de venteo de vacío para proporcionar la totalidad de los requerimientos de venteo, esto conllevaría a aumentar el peso total del techo del tanque, lo cual significa que si el tanque posee una junta techo-pared vertical regular, la presión de umbral rompimiento de la junta sería más grande y podría ceder otra junta vital del tanque antes que está en una contingencia de emergencia, lo cual provocaría un colapso, por ello es muy importante minimizar el peso total de los dispositivos de venteo instalados en el techo del tanque para no disminuir la capacidad de reacción de la junta techo-pared vertical regular; lo podemos conseguir por medio de la utilización de materiales de válvula más livianos (sin descuidar propiedades de resistencia a los agentes del gas o vapor de venteo y el clima) y la opción de utilización de válvulas compuestas que en una sola estructura de dispositivo realizan la función de venteo de presión y de venteo de vacío.

2. Área superficial de techo del tanque: debe de incluir en el criterio de selección de válvula de venteo, que, cada dispositivo de venteo necesita una perforación con brida en el techo del tanque para ser instalado sobre el mismo. Para una válvula de venteo de presión necesita un orificio de conexión en el techo del tanque, para una válvula de venteo de vacío necesita un orificio de conexión en el techo del tanque, para una válvula de venteo de presión y vacío necesita solamente un orificio de conexión en el techo del tanque. Es recomendable cuando no es posible satisfacer los requerimientos de venteo con una sola válvula por cuestiones de capacidad utilizar válvulas de venteo de presión y vacío en lugar de válvulas de venteo de presión y venteo de vacío por separada para minimizar el número de agujeros en el techo del tanque. Es recomendable que cuando no es posible satisfacer los requerimientos de venteo con una sola válvula por cuestiones de capacidad, se recomienda instalar varios venteos grandes en lugar de muchos venteos pequeños, para minimizar el número de agujeros en el techo del tanque.

►►► **En base a su máxima capacidad de venteo**

Un criterio de selección de dispositivo de venteo es de acuerdo a capacidad máxima de venteo, que viene dada de acuerdo al diámetro del orificio de descarga del dispositivo, por ejemplo, dispositivos de 2 pulgadas, de 4 pulgadas, de 10 pulgadas aumentando el diámetro aumentara también su capacidad máxima de venteo, el dispositivo de venteo normal seleccionado deberá de proporcionar los requerimientos normales de venteo como mínimo o excederlos y el dispositivo de venteo de emergencia deberá de proporcionar los requerimientos de venteo de emergencia o excederlos.

Es recomendable que cuando no es posible satisfacer los requerimientos de venteo con una sola válvula por cuestiones de capacidad, se recomienda instalar varios venteos grandes en lugar de muchos venteos pequeños, un dispositivo venteo es más exacto cuando la presión de trabajo del tanque es un 75 % o menos de la presión de ajuste. Cuando la presión de trabajo es un 90 % o más de la presión de ajuste, el escape en los sellos es común debido a que el disco oscila provocando fluctuaciones en el caudal de venteo de la válvula y que con la cercanía de la presión de trabajo del tanque a la presión de ajuste la mayoría de los sellos tienen fugas también por pequeñas oscilaciones o chatter que golpean en asiento, lo cual puede provocar un desgaste prematuro del mismo.

▣► **En base a la conexión a la salida del dispositivo de venteo**

Un criterio de selección de dispositivo de venteo es de acuerdo a el tipo de conexión que tenga el dispositivo a la salida del dispositivo, el dispositivo de venteo de presión tener venteo directamente a la atmosfera si el gas y vapor no es contaminante si se vierte directamente a la atmosfera, o conexión con brida para tubería si se requiere conducir el gas o vapor de descarga para su tratamiento, recuperación o reducción de contaminantes.

El método de deposición del gas o vapor de venteo en una contingencia normal o de emergencia dependerá de las características toxicológicas y propiedades combustibles del fluido relevado; de acuerdo a ello se decidirá deponer estos fluidos directamente a la atmosfera, o bien utilizar un sistema de conducción de fluidos, separación de gases/vapores, tratamiento de los mismos, retorno al sistema o quema de los mismos.

► En base a su resistencia a la contrapresión

Uno de criterios de selección de dispositivo de venteo de mayor ponderación en la selección de un dispositivo de venteo es la contrapresión en el sistema de desfogue, la contrapresión es definida como la presión en contra de la dirección del flujo de los gases y vapores de descarga, dicho de otra manera la contrapresión es la presión contraria que disminuye la capacidad de venteo de una válvula de venteo.

Las principales causas de contrapresión son las disminuciones de diámetro en la tubería de descarga, paso del gas de descarga por sistemas de tratamiento de gas o vapor de venteo, separadores gas-líquido, sellos de agua, Arrestallamas, quemadores, etc. Mientras más elementos tengan el sistema de tuberías de desfogue mayor será la contrapresión en el sistema. Cada tipo de dispositivo de venteo está diseñado para soportar una contrapresión definida y el responsable del diseño del sistema de venteo debe de seleccionar un dispositivo de venteo que no se vea afectada por la contrapresión generada dentro del sistema de venteo, de lo contrario las válvulas de venteo no trabajarán adecuadamente y pondrán en peligro la integridad de la estructura del tanque de almacenamiento al cual protegen. Si el gas o vapor de venteo es relativamente bajo en tóxicos y agentes inflamables, se deberá de evaluar su deposición directa a la atmosfera y la contrapresión será la presión atmosférica, el dispositivo de venteo deberá de poseer baja resistencia a la contrapresión. Caso contrario si el gas o vapor de venteo posee tóxicos y agentes inflamables todos los procesos a los que el gas o vapor sea sometido generaran cierta contrapresión, entonces el dispositivo de venteo deberá de poseer alta resistencia a la contrapresión.

▣► **En base a las características de los materiales de construcción del dispositivo de venteo**

Uno de los criterios de selección de dispositivos de venteo es el del material de construcción del dispositivo de venteo, se debe de seleccionar un dispositivo de venteo que no se vea afectado ni por los agentes que posea el gas o vapor de descarga ni por las inclemencias del clima, cualquier degradación de la integridad del material puede ocasionar un mal funcionamiento de la válvula de venteo y por consiguiente una falla en el sistema con repercusiones indeseables.

▣► **En base a la frecuencia del mantenimiento del dispositivo de venteo**

Uno de los criterios de selección de dispositivos de venteo es el periodo de mantenimiento preventivo del dispositivo, es necesario seleccionar un dispositivo de venteo que tenga una frecuencia de mantenimiento de minimizada, como por ejemplo si el gas o vapor de venteo tiene agentes incrustantes que pudieran adherirse a las paredes del material del asiento de la válvula de venteo y reducir su capacidad de sello de la, entonces se deberá de tener un mantenimiento frecuente para minimizar el efecto del agente o bien seleccionar un tipo de válvula a la cual no le afecte si un agente en especial se adhiere a sus asientos. Dependiendo de complejidad de la estructura del dispositivo de venteo así variara el tiempo y dinero invertido en el mantenimiento preventivo del mismo. Las fugas en los asientos pueden causar que los asientos se peguen debido a que los vapores del producto se polimerizan al contacto con el aire atmosférico o los vapores se auto refrigeran, condensan y congelan con la humedad atmosférica. En condiciones con climas extremos esta situación se puede corregir, purgando el área del asiento con un gas inerte, tal como nitrógeno, o usando una chaqueta de vapor en la válvula.

Ahora que ya definimos los criterios de selección de un dispositivo de venteo estudiaremos las clases y subclases de dispositivos de venteo y sus características principales.

2.2 Dispositivos de venteo para requerimientos normales

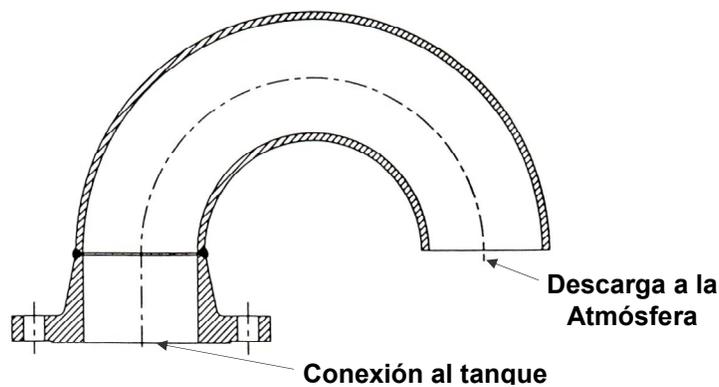
Existen tres tipos básicos de dispositivos de venteo para requerimientos normales, los venteos abiertos, las válvulas de venteo de acción directa y las válvulas de venteo accionadas con piloto.

2.2.1 Venteos abiertos

Están disponibles para proporcionar protección de sobrepresión o sobrevacío para los tanques de almacenamiento diseñados para operar a baja presión o presión atmosférica. Un dispositivo de venteo de este tipo se encuentra siempre abierto. Permite a un tanque inhalar y exhalar a cualquier presión diferencial. Un respiradero abierto es normalmente provisto con cierto tipo de capucha o con un extremo curvo para que impida que lluvia o nieve entren al tanque. Los dispositivos de venteo abierto cumplen a cabalidad su función de proteger la estructura del tanque, pero poseen una desventaja, debido a que no proporcionan una restricción controlada para el escape de vapores del tanque, produce grandes pérdidas de fluido por evaporación del líquido almacenado. Pero se recomienda en casos donde el fluido almacenado tenga bajos índices de evaporación y una disipación de sus características toxicológicas e inflamables adecuada. La Figura 3, representa a un venteo abierto, existe una gran variedad de venteos abiertos, los hay con prolongación de tubería en la descarga, con malla para prevenir la entrada de aves e insectos, formas de final de línea para prevenir congelamiento, protección contra rayos entrada de lluvia y muchos diseños más que se adaptan a necesidades específicas.

Se recomienda usar los Venteos abiertos con un dispositivo de arrestallamas en tanques cuyo líquido almacenado tenga un punto de inflamación o flash debajo de 100 °F (37.78 °C).

Figura 3. Venteo abierto



Se recomienda usar los venteos abiertos sin dispositivo arrestallamas en cualquiera de los siguientes puntos:

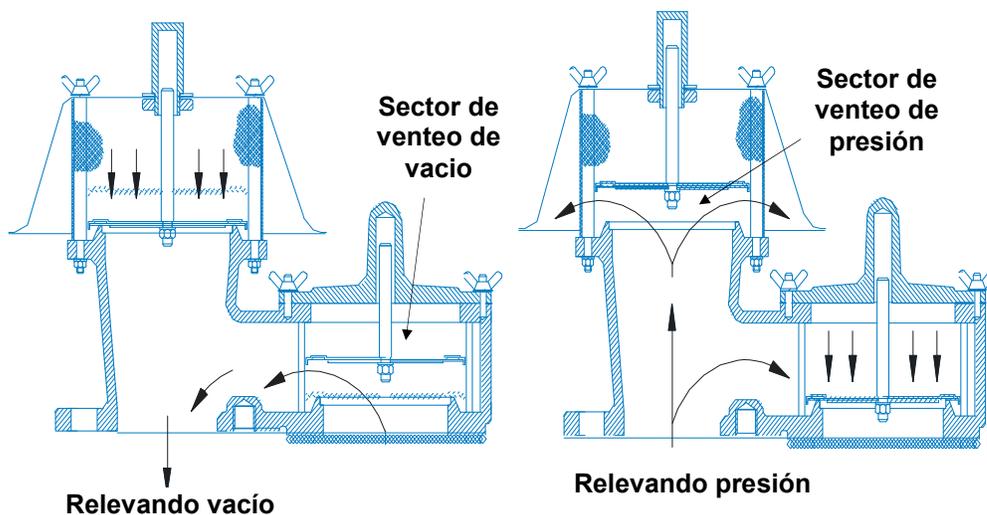
- Para tanques de petróleo o derivados que tienen un punto de flash de 100 °F (37.78 °C) o mayor.
- Para los tanques con sistema de calentamiento de contenido en que la temperatura de almacenamiento de petróleo o derivados es debajo del punto de flash.
- Para tanques con una capacidad de menos de 59.5 barriles (2500 galones) usados para almacenar cualquier producto.
- Para tanques con una capacidad de menos de 3,000 barriles (126,000 galones) usados para almacenar petróleo crudo.

2.2.2 Válvulas de venteo de acción directa

Las válvulas de venteo de acción directa funcionan por medio de la obstrucción controlada de un orificio de descarga, por medio de un disco, con un corrimiento vertical, que se une a una superficie de sello llamada asiento. Existen dos formas de mantener el orificio cerrado, por medio del peso del disco o la fuerza de un resorte. De acuerdo a ello existen las dos clases de válvulas de acción directa, las cargadas con el peso del disco y las cargadas con la fuerza de un resorte; cualquier aumento adicional en presión o vacío causa que el disco empiece a levantar o despegar del asiento.

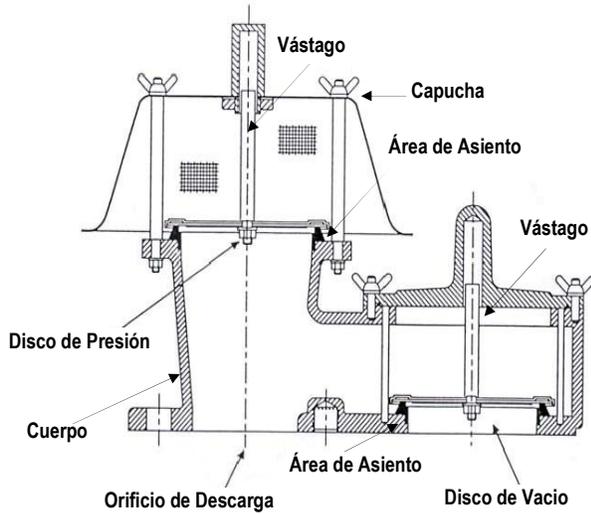
► **Principio de operación:** cuando la presión o vacío de un tanque actúa sobre el área del asiento sello es igual a la fuerza opuesta actuando en el disco, en este punto la válvula está en el umbral de apertura. Vea la Figura 4, representa una secuencia de venteo de presión y otra de venteo de vacío de una válvula de presión/vacío cargada con peso.

Figura 4. Válvula de acción directa en operación de relevo de presión y vacío

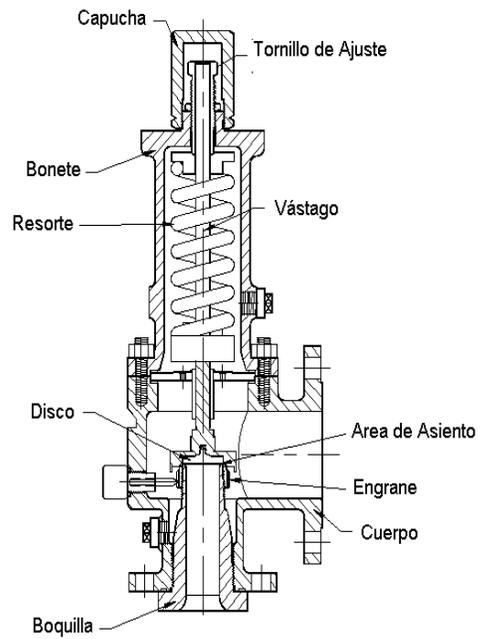


- ▣► **Partes principales:** las partes de la estructura de una válvula de venteo cargada con peso son similares a las partes de una válvula cargada con resorte, el porqué de estos dos tipos es el siguiente, si suponemos una válvula de venteo cargada con peso, los discos dependiendo de la presión de ajuste así varia el peso de los mismos, mas presión de ajuste más peso, supóngase que se necesita una válvula de venteo que soporte grandes presiones de ajuste, el tamaño de la estructura de la válvula crecería considerablemente, por lo que el peso del disco es sustituido por un resorte, que por medio del grosor de sus espiras puede ejercer mucha más fuerza por unidad de área que un disco pesado (Vea la Figura 5, se presenta una válvula de venteo cargada con peso y otra cargada con resorte, en donde se identifican sus partes básicas).
- ▣► **Presiones de ajuste:** las válvulas de venteo cargadas con peso vienen diseñadas para presiones de ajuste de hasta 1 psig y para vacios de ajuste de hasta 1 psig y para las válvulas de venteo cargadas con resorte en el caso de presión de hasta 15 psig y vacios de hasta 12 psig, aunque existen válvulas híbridas de venteo de Presión y Vacío, que están compuestas de un sector de la válvula de venteo de presión cargada con resorte brindando un rango de presión de ajuste de hasta 15 psig y otro sector de la válvula de venteo de vacío cargada con peso para vacios de hasta 1 psig. (Vea Figura 6).
- ▣► **Resistencias a la contrapresión:** se recomienda el uso de válvulas de venteo de acción directa en aplicaciones en que la contrapresión generada sea igual o menor al 10 % de la presión de relevo, debido a que una mayor contrapresión causa un levantamiento deficiente del disco y una marcada reducción en la capacidad de venteo de la válvula, en forma de oscilaciones de alta frecuencia del disco, en algunos casos provocando el desgaste prematuro de los asientos y la posterior destrucción de la capacidad de sellado de la válvula.

Figura 5. Partes de válvulas de venteo de acción directa

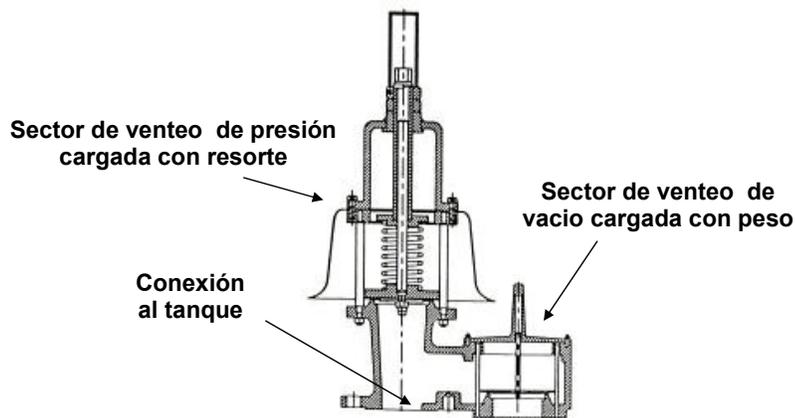


Válvula de venteo de presión y vacío cargada con peso



Válvula de venteo de presión cargada con resorte

Figura 6. Válvula de venteo cargada con resorte para venteo de presión y cargada con peso para venteo de vacío



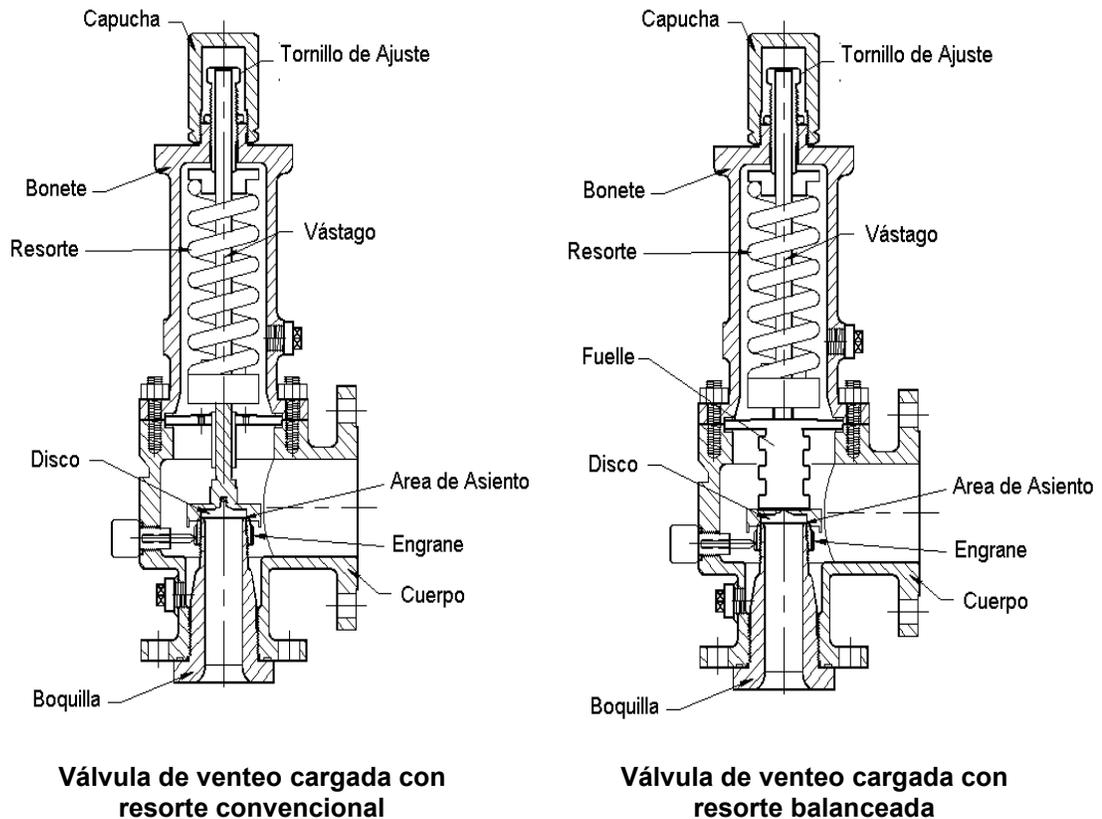
Sector de venteo de presión cargada con resorte

Sector de venteo de vacío cargada con peso

Conexión al tanque

➡ **Válvulas de acción directa balanceadas:** existe un tipo de dispositivo de venteo de acción directa especial, que no es más que una válvula de venteo de presión cargada con resorte con modificaciones para reducir el efecto de la contrapresión, esta protección se logra por medio de la adición de aditamentos que balancean el asiento como lo son fuelles, resortes, etc. para con ello conseguir soportar mayores contrapresiones de hasta el 50 % de la presión de relevo. En la Figura 7, se presenta una válvula de diseño convencional y una válvula de diseño balanceado.

Figura 7. Diferencia entre una válvula de venteo convencional y una balanceada



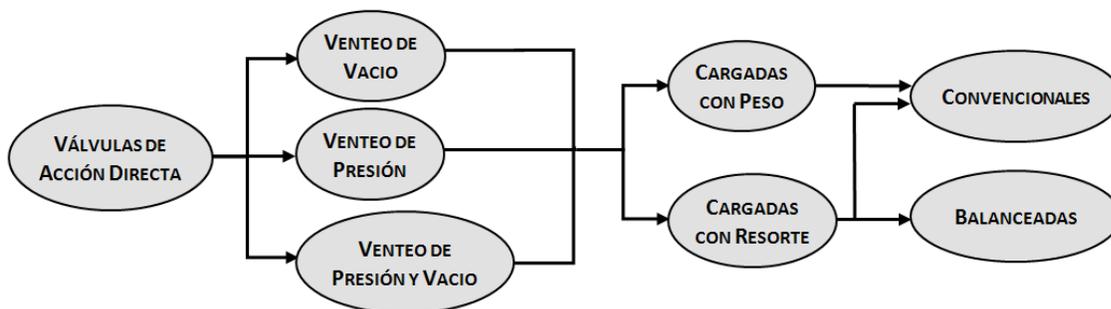
► **Márgenes de exactitud:** un dispositivo de venteo de acción directa necesita el 70 % a 100 % de sobrepresión para que se logre levantar completamente el disco de la válvula. Un dispositivo venteo de acción directa es más exacto cuando la presión de trabajo del tanque es un 75 % o menos de la presión de ajuste. Cuando la presión de trabajo es un 90 % o más de la presión de ajuste, el escape en los sellos es común. Con la cercanía de la presión de trabajo del tanque a la presión de ajuste la mayoría de los sellos tienen fugas.

Para la misma presión de ajuste, los venteos de acción directa más grandes son más exactos que los más pequeños a la misma presión trabajo del tanque. Es así porque la carga por unidad circunferencial a la superficie de sellado de la paleta es directamente proporcional al diámetro del área de asiento.

► **Tamaños disponibles:** las válvulas de acción directa están disponibles en tamaños de 2 pulgadas a 12 pulgadas en la conexión de entrada, con conexiones de salida de igual diámetro o mayor al diámetro de la entrada.

La siguiente figura representa los tipos de válvulas de venteo de acción directa que existen para una mejor identificación, vea la Figura 8.

Figura 8. Esquema de tipos de válvulas de acción directa



A continuación se presenta la Tabla VI, en donde se desglosan las principales características de las válvulas de venteo de acción directa y las coberturas disponibles de las mismas.

Tabla VI. Rangos de capacidades de válvulas de acción directa

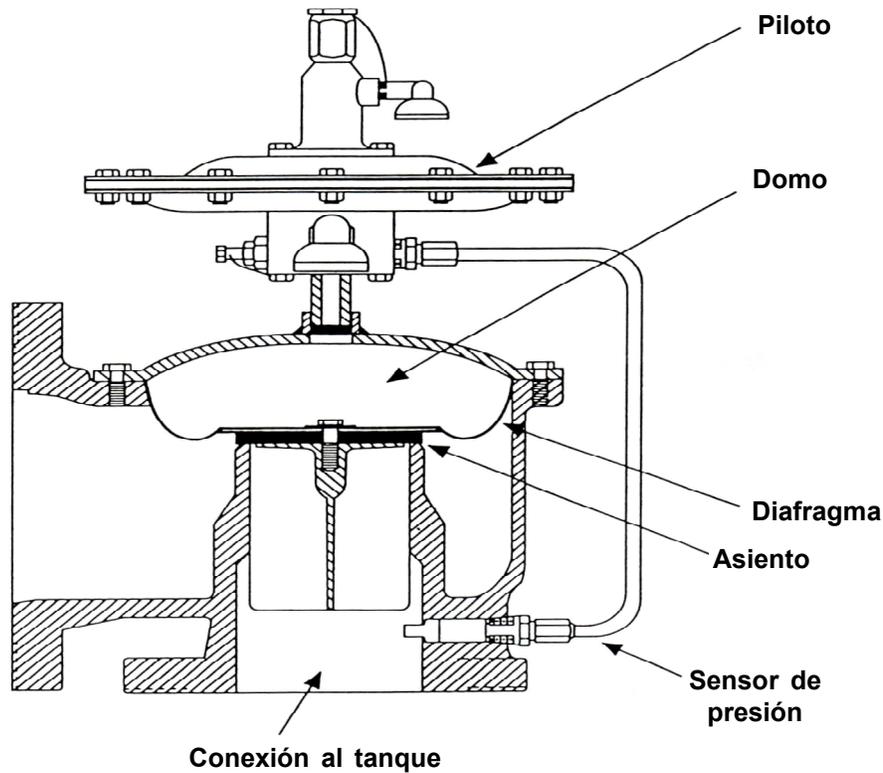
Tipo de Válvula	Tamaños (pulgadas)	Presión de Ajuste	Vacío de Ajuste	Contrapresión Soportada
Cargada con Peso	2 a 12	0.5 oz/plg ² a 1 psig	0.5 oz/plg ² a 1 psig	10 % Presión de Relevó
Cargada con Resorte	2 a 12	1 psig a 15 psig	1 psig a 12 psig	10 % Presión de Relevó
Cargada con Resorte Balanceada	2 a 12	1 psig a 15 psig	1 psig a 12 psig	50 % Presión de Relevó

2.2.3 Válvulas de venteo accionadas con piloto

Las válvulas de venteo accionadas con piloto están disponibles para proporcionar venteo de presión, venteo de vacío o una combinación de presión y vacío, con descarga sin brida o con brida.

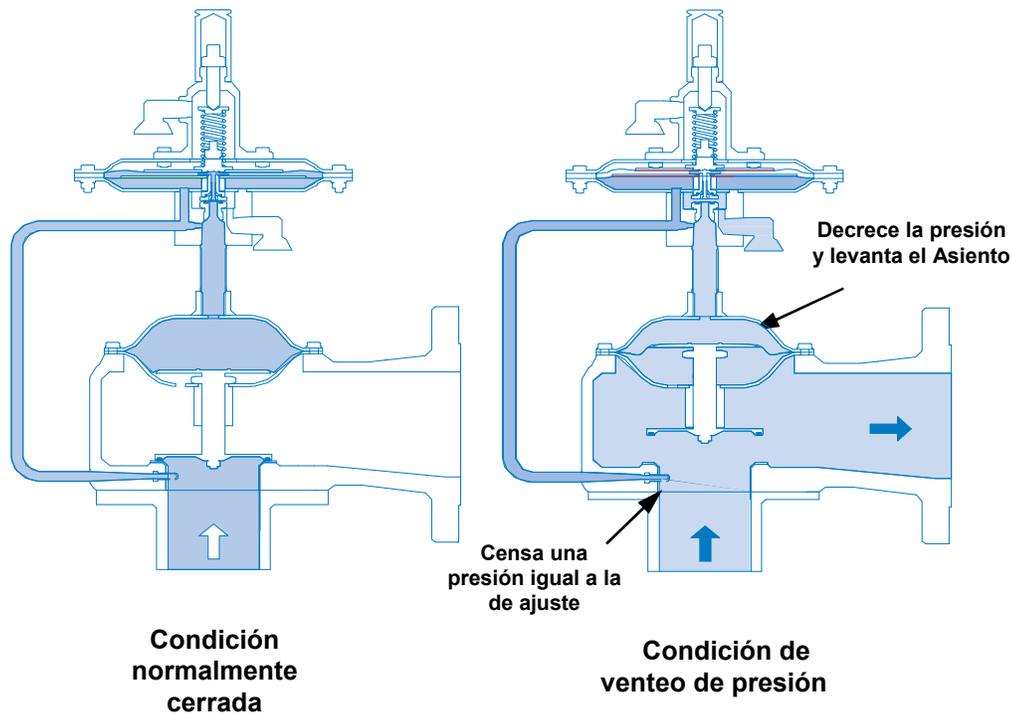
► **Principio de funcionamiento de una válvula de venteo de presión operada con piloto:** una válvula operada con piloto, no utiliza pesos o resortes para mantener el asiento cerrado. El orificio principal se mantiene cerrado por la presión del tanque actuando sobre un diafragma de gran área. El volumen arriba del diafragma se llama domo. La presión del tanque cubre un área más grande que el área del sello del asiento, la fuerza de la presión está dirigida siempre en una dirección para mantener cerrado el asiento. Cuando el diafragma falla, la presión en el domo decrece y el venteo se abre. Vea la Figura 9 identifica las principales partes que componen a una válvula de venteo accionada con piloto.

Figura 9. Válvula de venteo de presión operada con piloto con un diafragma



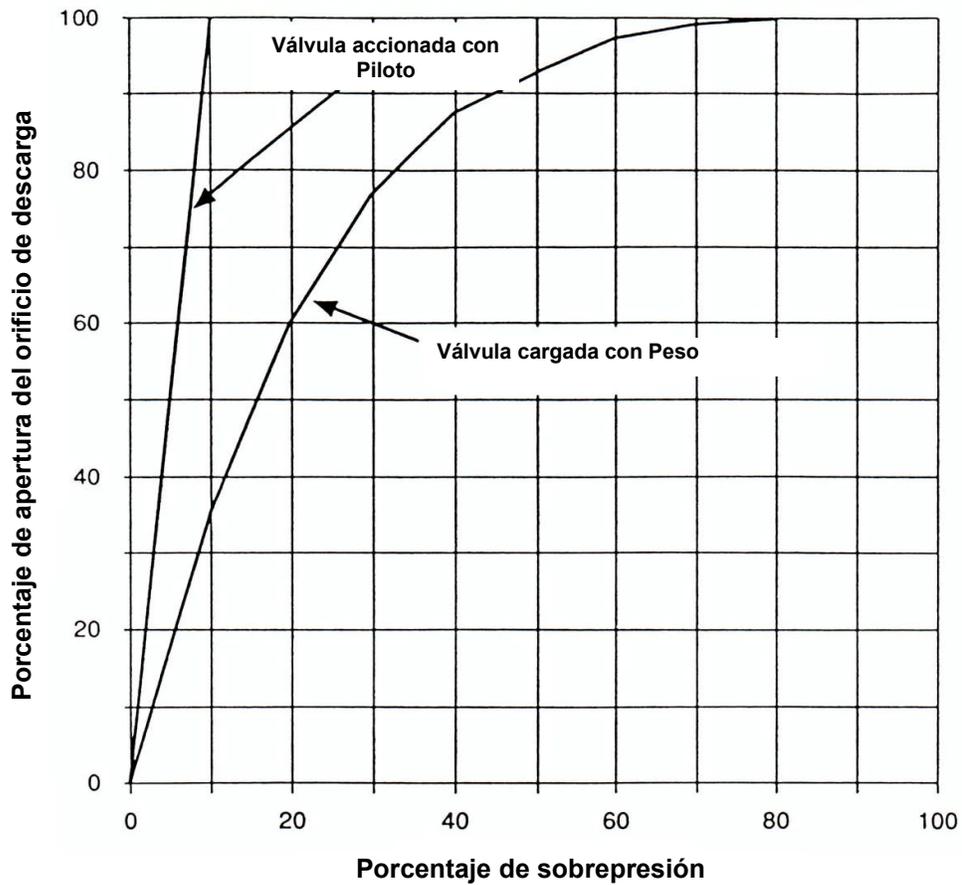
El piloto es una pequeña válvula de control que continuamente censa la presión en el tanque. Cuando la presión del tanque se incrementa hasta la presión de ajuste, el piloto actúa para reducir la presión en el domo, la fuerza que mantiene el sello cerrado es reducida y el levantamiento del sello permite la descarga de los gases y vapores. Cuando la presión en el tanque decrece, el piloto cierra, el volumen del domo se re-presuriza y el orificio principal se cierra. Vea la Figura 10, representa un ciclo de acción de una válvula de piloto.

Figura 10. Válvula de venteo de presión accionada con piloto



- ➡ **Blowdown:** es definido como la diferencia entre la presión de apertura y cierre. Esta diferencia de presión es expresada como presión o un porcentaje de la presión de ajuste. Comúnmente los blowdowns son del 0 al 7 % de la presión de ajuste. Una válvula con un 0% de blowdown es conocida como un venteo de estrangulación. Un venteo de estrangulación es similar a un venteo de acción directa porque inicia a abrir e inicia a cerrar a la misma presión; sin embargo, a diferencia de un venteo de acción directa, el levantamiento completo del asiento en un venteo de estrangulación es conseguido solo con el 10 % de sobrepresión. Vea Figura 11.

**Figura 11. Válvulas de acción directa vs. válvulas accionadas con piloto
porcentaje de sobrepresión vs. porcentaje de apertura**



Nota:

Donde las presiones de operación son muy cercanas a la máxima presión admisible de trabajo MAWP, esta característica de levantamiento permite una protección contra sobrepresión de pronta acción.

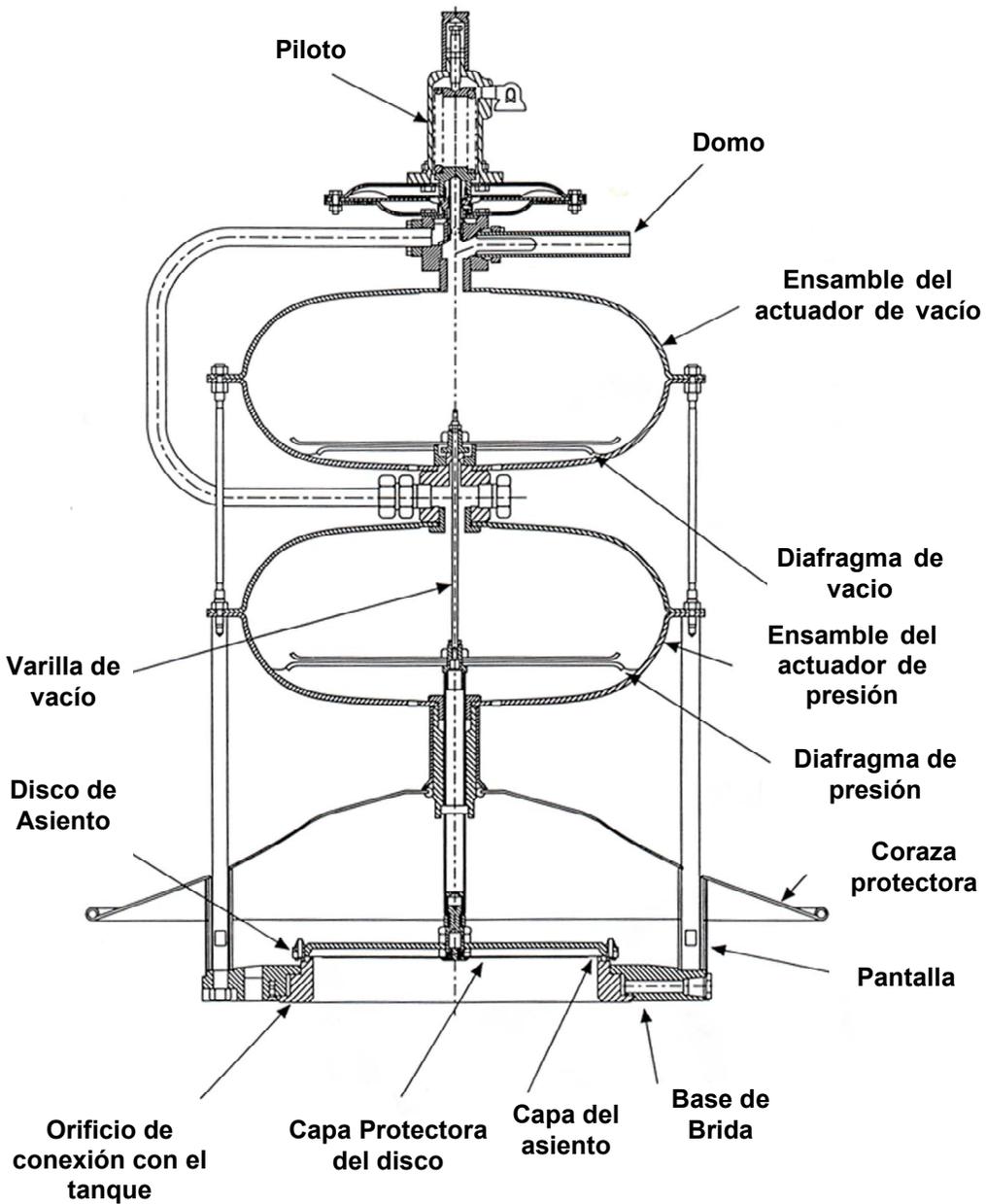
- ▣ **Principio de operación de una válvula para venteo de vacío operada con piloto:** una válvula de venteo para vacío accionada con piloto mantiene cerrado el asiento por medio de la presión atmosférica. La fuerza que mantiene cerrado el asiento es igual a la presión diferencial sobre el asiento. La presión diferencial es igual a la presión atmosférica más el vacío del tanque. Cuando el vacío del tanque es igual al ajuste del piloto, el piloto se abre para aplicar vacío a lo largo del volumen del domo sobre el diafragma. La presión atmosférica actuando sobre el lado exterior del diafragma obliga al diafragma a abrirse. Pequeños incrementos en el vacío son requeridos para obtener el completo levantamiento del asiento. Cuando el vacío del tanque decrece, el piloto cierra y la entrada de presión atmosférica al domo cierra el orificio principal del asiento. Cuando el diafragma falla, aire atmosférico entra al domo y protege al tanque de sobrevacío creando una fuerza diferencial que levanta el asiento.

- ▣ **Principio de operación de válvulas accionadas con piloto para venteo de presión y vacío:** un diafragma es para actuar bajo presión y otro es para actuar bajo vacío. Cada diafragma está aislado y fabricados para soportar flujos extremos minimizando la fatiga. El diagrama de vacío se mueve solamente para proporcionar venteo de vacío para extender su vida de servicio. Vea la Figura 12.

- ▣ **Ajuste de asiento:** todas las válvulas de venteo con piloto tienen un asiento suave para un óptimo asentamiento. A diferencia de las válvulas de acción directa, la fuerza que mantiene al asiento cerrado en una válvula de piloto incrementa cuando incrementa la presión. Esta fuerza es máxima antes de que el venteo se abra, por lo tanto las fugas no ocurren cuando la presión en el tanque incrementa o cuando la presión del tanques esta cerca de la presión de ajuste de la válvula.

Dicho de otra manera la fuerza necesaria para abrir el asiento es siempre máxima, ya que cuando llega la presión de trabajo a ser igual a la presión de ajuste la presión que mantiene cerrado el asiento es removida.

Figura 12. Válvula accionada con piloto para venteo de presión y vacío

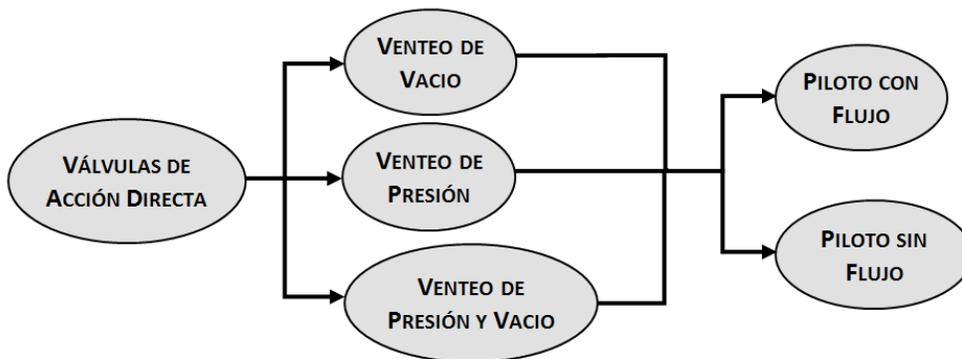


- **Tipos de pilotos:** existen dos tipos de pilotos, los pilotos con flujo y los sin flujo. En un piloto con flujo, los vapores del tanque fluyen hacia el piloto cuando el orificio principal del venteo está abierto y relevando. En un piloto sin flujo, los vapores fluyen al piloto solamente cuando el orificio principal del venteo está cerrado. El flujo de vapor es solamente requerido para presurizar el volumen del domo. Vea la figura 21, que enlista los tipos de válvulas de venteo accionadas con piloto.
- **Tamaños disponibles:** las válvulas para baja presión operadas con piloto están disponibles en tamaños de 2 pulgadas a 12 pulgadas.
- **Presiones de ajuste:** disponibles para presiones de ajuste hasta 15 psig y para vacíos de hasta 12 psig. La presión mínima de operación es comúnmente 2 pulgadas de columna de agua para presión o 2 pulgadas de columna de agua para vacío.
- **Resistencia a la contrapresión:** las válvulas de venteo operadas con piloto no son afectadas por la contrapresión es decir que su capacidad de venteo no se ve afectada de ningún modo por la contrapresión.
- **Posibilidad de problemas con el sensor del piloto:** cuando los gases y vapores del tanque arrastran muchas partículas pueden ocasionar problemas de funcionamiento de este tipo de válvula, esto tiene solución con un elemento filtrante para la línea del sensor del piloto. También la polimerización de los gases y vapores del tanque pueden ocasionar problemas en la operación del piloto, esto tiene solución realizando purgas con un gas inerte en la línea del sensor del piloto.
- **Actuador para pruebas de ajuste:** una válvula operada con piloto viene equipada con un actuador del piloto para pruebas y un indicador de posición. El actuador permite la operación manual del piloto para asegurarse que este opera libremente. Un indicador de posición es un interruptor de presión diferencial que es usado para proporcionar una señal al cuarto de control de cuando la válvula se encuentra cerrada y cuando se encuentra abierta.

Tabla VII. Rangos de capacidades de válvulas de accionadas con piloto

Tipo de válvula	Tamaños (pulgadas)	Presión de ajuste	Vacio de ajuste	Contrapresión soportada
Accionada con piloto	2 a 12	0.5 oz/plg ² a 15 psig	0.5 oz/plg ² a 12 psig	No la afecta

Figura 13. Tipos de válvulas de venteo accionadas con piloto



2.3 Dispositivos de venteo para requerimientos de emergencia

Los dispositivos de venteo de requerimientos de emergencia son necesarios para tanques que no cuentan con una junta techo-paredes regular u opcionales para tanques que cuentan con una junta techo-paredes regular, los hay de los mismos tipos que las válvulas de acción directa y válvulas accionadas con piloto, con la diferencia que son para grandes capacidades de flujo, a continuación se incluyen algunos de los dispositivos de emergencia más comunes.

- ▣➤ **Válvulas de venteo de emergencia de acción directa:** las válvulas de venteo grandes de acción directa están disponibles para proveer un venteo de emergencia, proporcionar una apertura controlada en un tanque que será lo suficientemente grande para impedir la ruptura del tanque bajo incrementos severos de presión causados por la proximidad a fuego intenso y también proveen acceso al interior del tanque para inspección o mantenimiento, aunque su estructura no es parecida a la de las válvulas de venteo para requerimientos normales, su principio de operación es muy similar. Se encuentran en el mercado en medidas desde 16 a 24 pulgadas. Vea Figura 5, incluye ejemplos de válvulas de acción directa, cargadas con peso y cargadas con resorte.

- ▣➤ **Válvulas de venteo de emergencia accionadas con piloto:** las válvulas de venteo grandes accionadas con piloto están disponibles para proveer un venteo de emergencia, proporcionar una apertura controlada en un tanque que será lo suficientemente grande para impedir la ruptura del tanque bajo incrementos severos de presión causados por la proximidad al fuego intenso, aunque su forma no es tan parecida a la de las válvulas de venteo accionadas con piloto para requerimientos normales, su principio de operación es muy similar, tienen un sensor que abre el orificio principal cuando la presión dentro del tanque es igual a la presión de ajuste de la válvula, descargando grandes volúmenes de gases y vapores por minuto. Vea la Figura 14, incluye un ejemplo de una válvula de emergencia accionada con piloto.

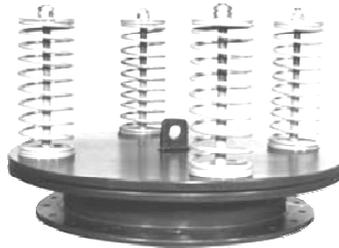
Nota:

Si el tanque de almacenamiento cuenta con una junta techo-paredes regular y se decide instalar un dispositivo de venteo de emergencia, es responsabilidad del diseñador estudiar si no recargara el límite de peso del techo con la adición de una válvula de venteo de emergencia.

Figura 14. Válvulas de venteo para requerimientos de emergencia



Válvula de venteo de presión y vacío de emergencia cargada con peso



Válvula de venteo de presión de emergencia cargada con resorte



Válvula de venteo de presión de emergencia accionada con piloto

Tabla VIII. Rangos de capacidades de válvulas de venteo para requerimientos de emergencia

Tipo de válvula	Tamaños (pulgadas)	Presión de ajuste	Vacío de ajuste
Cargada con peso con rompe vacío	16 a 24	0.5 a 16 oz/plg ²	0.5 a 4 oz/plg ²
Cargada con resorte	16 a 24	1 a 15 psig	N/A
Accionada con piloto	18 a 24	8 oz/plg ² a 15 psig	N/A
Rompe vacío	16 a 24	N/A	0.5 a 4 oz/plg ²

2.4 Cálculo de orificio efectivo de descarga

El orificio efectivo de descarga normal es el diámetro del dispositivo de venteo cuya capacidad es igual al requerimiento de venteo para condiciones normales de operación, denominado con “tamaño de válvula de venteo de requerimientos normales”. El orificio efectivo de descarga de emergencia es el diámetro del dispositivo de venteo cuya capacidad es igual al requerimiento de venteo para condiciones de operación de emergencia, denominado como “tamaño de válvula de venteo de requerimientos de emergencia”. Los cálculos son independientes de cualquier tipo y diseño de válvula de venteo y será utilizado como un tamaño de válvula preliminar que deberá de ser satisfecho como mínimo o bien excedido por una válvula de venteo que se adapte a las condiciones de la aplicación, con ello se asegura que la válvula seleccionada tiene la suficiente capacidad para satisfacer la aplicación.

Cuando la contrapresión súperimpuesta es constante, la carga del resorte debe de ser reducida para compensar la contrapresión por acumulación. En este caso es recomendable que la contrapresión por acumulación no exceda a la sobrepresión admisible. Cuando la tubería aguas abajo es diseñada bajo este criterio, no es requerido el factor de corrección de capacidad de contrapresión (entonces $K_b = 1.0$) en las ecuaciones para un flujo crítico. Cuando la contrapresión tiende a exceder estos límites de especificación entonces se debe de utilizar una válvula de venteo balanceada u operada con piloto.

Existen factores de corrección de capacidad, llamados factores de corrección de contrapresión, son proporcionados por los constructores para compensar esta reducción en el flujo. Para fluidos compresibles que son los gases y vapores de escape de una válvula de venteo pueden variar dependiendo si la sobrepresión admisible es de 10%, 16% o 21%.

El dimensionamiento final debe de realizarse con la utilización las gráficas y tablas proporcionadas por el fabricante de la válvula de venteo seleccionada.

En API RP 520 se cita un gráfico que representa los valores recomendados para el coeficiente de descarga K_b para válvulas balanceadas aplicable para presiones de ajuste de 50 psig y superiores, debido a que la aplicación de las válvulas de venteo en este caso es para tanques a baja presión o atmosféricos las presiones de ajuste están en un orden inferior a los 50 psig exactamente hasta 15 psig.

Por lo que para conocer el factor de descarga K_b se necesitan consultar tablas y gráficos proporcionados por el fabricante de la válvula que el diseñador escoja debido a que los valores varían dependiendo del tipo y marca de la válvula.

Pero para efectos de dimensionamiento preliminar asumiremos K_b igual a 1.0 y posteriormente utilizar las tablas proporcionadas por el fabricante para calcular el dimensionamiento final.

▣▣▣ **Efectos de la contrapresión sobre las válvulas de venteo**

Válvulas convencionales:

Para válvulas de venteo convencionales conectadas a un cabezal de descarga y un quemador, son muchas las consideraciones que se ven afectadas en el dimensionamiento y selección de una válvula de venteo. La presión de relevo, la línea de descarga y el quemador deben de ser diseñados para una contrapresión que no exceda al 10% de la presión de ajuste. En adición, el sistema de cabezal y quemador debe ser diseñado considerando la contrapresión por la ocurrencia de descargas simultaneas de válvulas de venteo.

Válvulas balanceadas:

Para una válvula de venteo balanceada, la contrapresión súperimpuesta no afecta la presión de ajuste de la válvula de venteo. Sin embargo, la contrapresión total puede afectar la capacidad de la válvula de venteo. El dimensionamiento para una válvula balanceada consta de dos pasos. La válvula de venteo puede ser calculada usando un factor de corrección de contrapresión proporcionado por un fabricante de válvulas o puede ser tomado inicialmente el factor de corrección como $K_b = 1.0$ o asumir una contrapresión total. Cuando el tamaño y la capacidad de la válvula son determinados, la línea de descarga y el cabezal pueden ser determinados basados en cálculos de pérdida de presión. El tamaño final, la capacidad, la contrapresión, y el factor de corrección de contrapresión, K_b , ahora puede ser calculado mediante las fórmulas.

Válvulas operadas con piloto:

Para una válvula operada con piloto, ni la presión de ajuste, ni la capacidad son afectadas, para los fluidos compresibles a condiciones de flujo crítico. Los diseños de líneas de conducción, cabezales y quemadores son basados en otras consideraciones. Las válvulas de venteo operadas con piloto no son afectadas por la contrapresión. Para fluidos compresibles a condiciones críticas de flujo, un factor K_b de corrección de contrapresión de 1.0 puede ser usado.

2.4.1 Procedimiento de cálculo de tamaño de válvula venteo

El procedimiento de cálculo del tamaño de válvula de venteo será basado en el comportamiento crítico de los gases y vapores de descarga, debido a que es el comportamiento que más se asemeja a las condiciones de fluido real.

►►► Comportamiento crítico de los gases y vapores de descarga

Si un gas compresible es expandido a través de un orificio su velocidad y volumen específico incrementa con el decremento de la presión aguas abajo, para unas condiciones dadas aguas arriba, el caudal másico atraviesa la descarga. Puede ser demostrado que la velocidad límite que atraviesa el sistema es la velocidad del sonido. El caudal que corresponde para la velocidad límite es conocido como caudal crítico. La relación de presión absoluta en la descarga de la válvula a velocidad sónica viene dada de la presión crítica P_{fc} dividido dentro de la presión de entrada P_1 , es llamada relación de presión crítica. La relación de flujo crítico en unidades absolutas es estimada usando una ecuación de gases ideales:

Ecuación 2. Relación de flujo crítico

$$\frac{P_{cf}}{P_1} = \left[\frac{2}{k+1} \right]^{\frac{k}{k-1}}$$

Donde:

P_{cf} = Presión de flujo crítico, en psia

P_1 = Presión aguas arriba, en psia

k = Relación de calor específico para cualquier gas ideal, este valor puede ser tomado de la Tabla X, para gases de venteo comunes.

Las ecuaciones de dimensionamiento de dispositivos de venteo se subdividen en dos categorías generales, dependiendo si el flujo es crítico o subcrítico. Si la presión aguas abajo es menor o igual que la presión de flujo crítico, entonces ocurre el flujo crítico. Si la presión aguas abajo excede la presión de flujo crítico P_{cf} , entonces ocurre el flujo subcrítico.

Dicho de otra manera para que un flujo se comporte de manera subcrítico, deberá tener velocidades muy bajas lo cual significa que deberá de ser expandido en tuberías de gran diámetro, algo que no es económicamente conveniente, por lo que necesitamos que el flujo se comporte de una manera crítica o sea que tenga velocidades cercanas a las velocidades del sonido para que así el fluido sea desalojado del sistema lo más pronto posible sin que cambie sus condiciones físico químicas abruptamente, antes de llegar a su destino final.

El enunciado de “flujo crítico” será particularmente esencial cuando se calculen los diámetros de tubería de las redes de descarga del sistema de venteo.

Por el momento nos limitaremos a los cálculos del tamaño preliminar de la válvula de venteo de presión que viene dado de las siguientes expresiones, recuerde únicamente aplicables para condiciones de flujo crítico.

Unidades Inglesas, área efectiva de descarga

Ecuación 3.

$$A = \frac{W}{C K_d P_1 K_b} \sqrt{\frac{T Z}{M}}$$

Ecuación 4.

$$A = \frac{V \sqrt{T Z M}}{6.32 C K_d P_1 K_b}$$

Ecuación 5.

$$A = \frac{V \sqrt{T Z G}}{1.175 C K_d P_1 K_b}$$

Donde:

A = Área efectiva de descarga requerida para la válvula, plg^2

W = Caudal másico requerido para fluir por la válvula, en lb/hr

C = Coeficiente determinado de una expresión de la relación de los calores específicos ($k = C_p/C_v$) de gas o vapor a las condiciones de descarga de la entrada. Puede obtenerse de la Figura 15. Donde k no puede ser determinado, el valor comúnmente utilizado es de C igual a 315.

K_d = Coeficiente efectivo de descarga. Para el cálculo preliminar utilice un valor de K_d de 0.975.

P₁ = Presión de relevo aguas arriba, psia . Es igual a la presión de ajuste más, la sobrepresión admisible, más la presión atmosférica.

K_b = Factor de corrección debido a la contrapresión. Puede ser obtenido de la literatura del fabricante. Solamente en caso de que se utilicen válvulas de venteo accionadas con piloto o válvulas de venteo convencionales utilice el factor K_b igual a 1.0.

T = Temperatura del gas o vapor de relevo en la entrada de la válvula, R ($^{\circ}\text{F} + 460$).

Z = Factor de compresibilidad para la desviación del gas real de un gas ideal, una relación a la entrada de la válvula a condiciones de relevo.

M = peso molecular del gas o vapor a las condiciones de descarga de la entrada de la válvula.

V = Caudal volumétrico requerido por la válvula, SCFM (Pies cúbicos estándares por minuto a 14.7 psia y 60 $^{\circ}\text{F}$).

G = Gravedad específica de gas a condiciones estándar referidas al aire a condiciones normales. $G = 1.00$ para aire a 14.7 psia y 60 $^{\circ}\text{F}$ [101.325 kPa y 0 $^{\circ}\text{C}$].

MAWP = Máxima presión admisible de trabajo del tanque en psi (De la hoja técnica del tanque de almacenamiento).

Paso 1

Datos:

K = Relación de calor específico (Se obtendrá de la Tabla X, en caso de aproximar el gas de descarga a un gas o vapor común).

G = Gravedad específica (de la Tabla X).

M = Peso molecular de los gases y vapores de descarga (de la Tabla X).

T = Temperatura de gases y vapores de descarga en °F y Rankine (asumida como la temperatura de ebullición del líquido almacenado en el tanque).

Z = Factor de compresibilidad ($Z = 1$, si no cuenta con el valor).

V_{VAPOR} = Caudal volumétrico requerido por la válvula SCFM (Pies cúbicos estándares por minuto a 14.7 psia y 60 °F).

MAWP = Máxima presión admisible de trabajo del tanque en psi (De la hoja técnica del tanque de almacenamiento).

Paso 2

Cálculo de presión de relevo

La presión de relevo es la presión de ajuste más la sobrepresión. La sobrepresión admisible es establecida a partir de la acumulación permitida por el código aplicable para este trabajo, el código citado es el ASME Sección VIII.

La sobrepresión admisible es igual a la acumulación admisible sólo cuando la presión de ajuste es igual que la máxima presión admisible de trabajo MAWP.

Use (14.7 psia) para la medida para la conversión de presión absoluta en esta sección. La Tabla IX, presenta la máxima acumulación y las presiones de ajuste para válvulas de venteo en concordancia con el código ASME para diferentes condiciones de relevo y para varias válvulas de venteo, en caso de que por cuestiones de capacidad no sea posible satisfacer los requerimientos de venteo con una sola válvula de venteo.

A continuación se presentan ejemplos para una presión de ajuste ficticia que cubre todas las condiciones y cantidades de válvulas que representa la Tabla IX, luego de que el diseñador seleccione la condición específica de aplicación se procederá a continuar con el cálculo de los posteriores valores para el cálculo del área efectiva del dispositivo de venteo preliminar.

Tabla IX. Límites para presión de ajuste y acumulación para válvulas de venteo

Condición	Instalaciones de válvula sencilla		Instalaciones de válvula múltiple	
	Máxima presión de ajuste %	Máxima presión acumulada %	Máxima presión de ajuste %	Máxima presión acumulada %
Condiciones normales de operación o caso no fuego				
Primera válvula	100	110	100	116
Válvula(s) adicional(es)			105	116
Condiciones de operación de emergencia o caso de fuego				
Primera válvula	100	121	100	121
Válvula(s) adicional(es)			105	121
Válvula suplementaria			110	121

Serán 5 ejemplos lo equivalente a las 5 condiciones de la Tabla IX.

► Condiciones de operación normales

Instalación con solo una válvula de venteo

En acuerdo con los requerimientos del código ASME, sección VIII, división 1, la presión acumulada está limitada al 110% de la máxima presión admisible de trabajo MAWP, en tanques que son protegidos por una sola válvula de venteo dimensionada para contingencias operacionales normales (caso no fuego).

Nota:

De acuerdo al código ASME debe de ser una acumulación admisible de 3 psi, cuando el MAWP está entre las 15 y 30 psig.

EJEMPLO 1

Característica	Valor
Presión de ajuste menor que MAWP	
Recipiente protegido MAWP, psig	10
Presión acumulada máxima, psig	11
Presión de ajuste de válvula, Psig	9
Sobrepresión admisible, psi	2
Presión de relevo, P_1 , psia	25.7
Presión de ajuste igual a MAWP	
Recipiente protegido MAWP, psig	10
Presión acumulada máxima, psig	11
Presión de ajuste de válvula, psig	10
Sobrepresión admisible, psi	1
Presión de relevo, P_1 , psia	25.7

Instalación con múltiples válvulas de venteo:

Una instalación de válvulas múltiples requiere la combinación de dos o más válvulas de venteo de presión combinadas para aliviar alguna condición de sobrepresión. De acuerdo al código ASME la presión acumulada debe ser limitada al 16% de la máxima presión admisible de trabajo MAWP en recipientes que son protegidos por múltiples válvulas de venteo dimensionadas para operar en condiciones de no fuego. La presión de ajuste de la primera válvula no debe de exceder la MAWP. La presión de ajuste para una válvula adicional no debe de exceder el 105 de MAWP.

Nota:

Nota la acumulación admisible es 4 psi (28 kPa) cuando la MAWP está entre 15 y 30 psig (103 a 207 kPag).

EJEMPLO 2

Característica	Valor
Presión de ajuste menor que MAWP	
Recipiente protegido MAWP, psig	10
Presión acumulada máxima, psig	11.6
Presión de ajuste de válvula, psig	10
Sobrepresión admisible, psi	1.6
Presión de relevo, P ₁ , psia	26.3
Presión de ajuste igual a MAWP	
Recipiente protegido MAWP, psig	10
Presión acumulada máxima, psig	11.6
Presión de ajuste de válvula, psig	10.5
Sobrepresión admisible, psi	1.1
Presión de relevo, P ₁ , psia	26.3

► Condiciones de operación bajo fuego

De acuerdo con el código ASME, la presión acumulada será limitada al 121% de la máxima presión admisible de trabajo MAWP, en recipientes que son protegidos por válvulas de venteo en caso de contingencias de fuego.

Instalación de una sola válvula

Cuando el recipiente es protegido con una sola válvula de venteo en caso de fuego, la presión de venteo no debe de exceder la máxima presión admisible de trabajo MAWP.

EJEMPLO 3

Característica	Valor
Presión de ajuste menor que MAWP	
Recipiente protegido MAWP, psig	10
Presión acumulada máxima, psig	12.1
Presión de ajuste de válvula, psig	9
Sobrepresión admisible, psi	3.1
Presión de relevo, P_1 , psia	26.8
Presión de ajuste igual a MAWP	
Recipiente protegido MAWP, psig	10
Presión acumulada máxima, psig	12.1
Presión de ajuste de válvula, psig	10
Sobrepresión admisible, psi	2.1
Presión de relevo, P_1 , psia	26.8

Instalaciones de válvulas múltiples

Una instalación de válvulas múltiples requiere la capacidad combinada de dos o más válvulas para aliviar la sobrepresión. La presión de ajuste de la primera válvula no debe de exceder la máxima presión admisible de trabajo MAWP. La presión de ajuste de la última válvula a abrir no debe de exceder el 105 % de MAWP.

EJEMPLO 4

Característica	Valor
Presión de ajuste menor que MAWP	
Recipiente protegido MAWP, psig	10
Presión acumulada máxima, psig	12.1
Presión de ajuste de válvula, psig	10
Sobrepresión admisible, psi	2.1
Presión de relevo, P_1 , psia	26.8
Presión de ajuste igual a MAWP	
Recipiente protegido MAWP, psig	10
Presión acumulada máxima, psig	12.8
Presión de ajuste de válvula, psig	10.5
Sobrepresión admisible, psi	2.3
Presión de relevo, P_1 , psia	27.5

Instalación con una válvula suplementaria

Una válvula suplementaria provee una capacidad adicional por una contingencia adicional creada por exposición al fuego u otra fuente inesperada de calor externa. La presión de ajuste de la válvula suplementaria no debe de exceder el 110 % de la máxima presión admisible de trabajo MAWP.

EJEMPLO 5

Característica	Valor
Presión de ajuste menor que MAWP	
Recipiente protegido MAWP, psig	10
Presión acumulada máxima, psig	11.6
Presión de ajuste de válvula, psig	10
Sobrepresión admisible, psi	1.6
Presión de relevo, P_1 , psia	26.3
Presión de ajuste igual a MAWP	
Recipiente protegido MAWP, psig	10
Presión acumulada máxima, psig	11.6
Presión de ajuste de válvula, psig	10.5
Sobrepresión admisible, psi	1.1
Presión de relevo, P_1 , psia	26.3

Paso 3

Constante C de los gases

Con el valor de K sustituiremos en la Ecuación de la Figura 15.

Paso 4

Factor de corrección por contrapresión

Usaremos $K_b = 1.0$ para cálculos preliminares. Usaremos K_b específico cuando tengamos la hoja técnica de la válvula de venteo a utilizar.

Paso 5

Coefficiente efectivo de descarga

Recomendado por American Petroleum Institute un factor $K_d = 0.975$.

Tabla X. Propiedades comunes de los gases

Gas	Peso Molecular	Relación de calor específico(k=Cp/Cv) a 60 °F a una Atmósfera	Relación de presión de flujo crítico a 60 °F a una Atmósfera	Gravedad específica a 60 °F a una Atmósfera	Constantes críticas		Temperatura de condensación a una atmósfera (°F)	Limite de inflamabilidad (porcentaje de volumen en mezcla de aire)	Ref.
					presión (psia)	Temperatura (°F)			
Metano	16.04	1.31	0.54	0.554	673	-116	-259	5.0-15.0	1
Etano	30.07	1.19	0.57	1.058	718	90	-128	2.9-13.8	1
Etileno	28.03	1.24	0.57 ^a	0.969	742	50	-155	2.7-34.8	1
Propano	44.09	1.13	0.58	1.522	617	206	-44	2.1-9.5	1
Propileno	47.08	1.15	0.58 ^a	1.453	667	197	-54	2.8-10.8	23
Isobutano	58.12	1.18	0.59 ^a	2.007	529	273	11	1.8-8.4	1
n-butano	58.12	1.19	0.59	2.007	551	304	31	1.9-8.4	1
1-Butano	56.10	1.11	0.59 ^a	1.937	543	276	21	1.4-9.3	23
Isopentano	72.15	1.08	0.59 ^a	2.491	483	369	82	1.4-8.3	1
n-pentano	72.15	1.08	0.59 ^a	2.491	490	386	97	1.4-7.8	1
1-Pentano	70.13	1.08	0.59 ^a	2.421	586	377	86	1.4-8.7	1
n-hexano	86.18	1.06	0.59 ^a	2.973	437	454	156	1.2-7.7	1
Benceno	78.11	1.12	0.58	2.697	714	552	176	1.3-7.9	23
n-heptano	100.2	1.05	0.60 ^a	3.459	397	513	209	1.0-7.0	1
Tolueno	92.13	1.09	0.59	3.181	590	604	231	12-7.1	23
n-octano	114.22	1.05	0.60 ^a	3.944	362	564	258	0.96-	1
n-Nonano	128.23	1.04	0.60 ^a	4.428	552	610	303	0.87-2.9	1
n-decano	142.28	1.03	0.60 ^a	4.912	304	632	345	0.78-2.6	1
Aire	29.96	1.4	0.53	1	547	-221	-313	23	2,3
Amoníaco	17.03	1.3	0.53	0.588	1636	270	-28	15.5-27.0	23
Dióxido de Carbono	44.01	1.29	0.55	1.519	1071	88	-109	-	23
Hidrógeno	2.02	1.41	0.52	0.0696	188	-400	-423	4.0 74.2	23
Sulfuro de Hidrogeno	34.08	1.32	0.53	1.176	1306	213	-77	4.3-45.5	23
Dióxido de Sulfuro	64.04	1.27	0.55	2.212	1143	316	14	-	23
Vapor de agua	18.01	1.33	0.54	0.622	3206	706	212	-	23

Notas Tabla X:

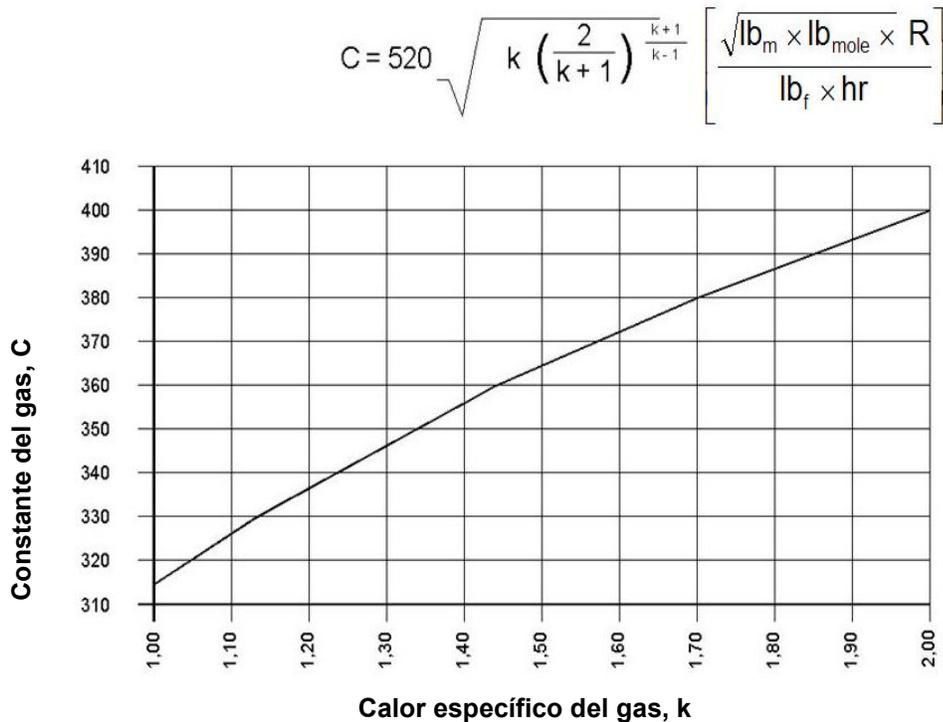
a = Estimado

1 = Constantes físicas de hidrocarburos C1 a C10, ASTM publicación especial técnica Philadelphia, Pennsylvania, 1963

2 = Tablas internacionales críticas, McGraw-Hill book Co., Inc., New York, New York.

3= Engineering data book, gas processors suppliers association, Tulsa, Oklahoma, 1977.

Figura 15. Gráfica de constante C de los gases



Paso 6

Caudal másico W

Para calcularlo primero necesitamos la constante específica de los gases que viene de la siguiente expresión

$$R_{VAPOR} = R_u / (M_{VAPOR} \times g) \text{ [m / K]}$$

Donde:

$$R_u = \text{Constante universal de los gases} = 8.31451 \frac{\text{J}}{\text{gr} \times \text{mol} \times \text{K}}$$

g = Aceleración de la gravedad = $9.80665 \text{ m / seg}^2$

M_{VAPOR} = Peso molecular del vapor de descarga

Utilizamos la fórmula de los gases Ideales para encontrar la densidad del gas de descarga:

$$\frac{P_1}{\rho_{VAPOR}} = R_{VAPOR} \times T \times g$$

Donde:

$$\rho_{VAPOR} = \text{Densidad de vapor de descarga} \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

P_1 = a la presión de relevo o descarga de la válvula de venteo en pascales absolutos, es el valor calculado en el paso 2 convertido al sistema internacional.

g = Aceleración de la gravedad = $9.80665 \text{ m / seg}^2$

Ahora convertimos la densidad de vapor al sistema Ingles (lb/pie^3) y lo multiplicamos por el caudal volumétrico en SCFH.

$$W = \rho_{VAPOR} \times V_{VAPOR} \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Paso 7

Orificio efectivo de descarga

Luego de obtener todos los datos evaluaremos para cualquiera de las ecuaciones 3, 4 o 5. Luego con la ecuación de área de la circunferencia obtenemos el diámetro del orificio de descarga:

$$A = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

2.4.2 Ejemplo de aplicación del procedimiento de cálculo de tamaño de válvula de venteo

Para el presente ejemplo de aplicación continuaremos con la planta de cuatro tanques de almacenamiento de gasolina de características idénticas y además aproximaremos las características físico químicas del vapor de gasolina a un gas común como lo es el hexano, como lo hicimos para el cálculo de los requerimientos de venteo para condiciones de emergencia.

Paso 1

Datos:

K = Relación de calor específico = 1.06 (De la Tabla X para el hexano).

G = Gravedad específica = 2.973 (De la Tabla X para el hexano).

M = Peso molecular gases y vapores de descarga = 86.18 (De la Tabla X).

T = Temperatura gases y vapores de descarga = 280 °F = 739.67 Rankine

Z = Factor de compresibilidad = 1.0

V_{NORMAL} = Caudal volumétrico = 12,887.57 SCFH = 214.79 SCFM (Pies cúbicos estándares por minuto a 14.7 psia y 60 °F).

MAWP = Máxima presión admisible de trabajo = 2 psig (Técnica del tanque).

g = Presión atmosférica = 14.7 psi

V_{EMER} = Caudal volumétrico de emergencia = 4,967.57 SCFH = 82.79 SCFM (pies cúbicos estándares por minuto)

Paso 2

Cálculo de presión de relevo

Primeramente diremos que seleccionamos una configuración de una válvula de venteo para proporcionar el requerimiento de venteo normal para presión. Luego vamos a la Tabla IX de límites para presión de ajuste y acumulación para válvulas de venteo y tenemos que:

$$\text{Presión de ajuste} = P_s \leq 100 \% \text{ MAWP}$$

Que quiere decir que la máxima presión de ajuste permisible será igual al 100% la MAWP (Máxima Presión Admisible de Trabajo).

$$\text{Presión acumulada} = P_A \leq 110 \% \text{ MAWP}$$

Que quiere decir que la máxima presión acumulada que puede existir será igual al 110 % de MAWP.

Ahora tomaremos una presión de ajuste menor que la MAWP, tomemos

$$P_s = 1.5 \text{ psig}$$

Procedamos al cálculo en el cuadro siguiente:

Característica	Valor
Presión de ajuste menor que MAWP	
Recipiente protegido MAWP, psig	2
Presión acumulada máxima, psig	2.2
Presión de ajuste de válvula, psig	1.5
Sobrepresión admisible, psi	0.7
Presión de relevo, P_1 , psia	16.9

Lo cual quiere decir que debemos de diseñar para que no haya una contrapresión mayor a la sobrepresión admisible, ya que si existiera afectaría el desempeño de la válvula de venteo. Entonces la máxima contrapresión que puede existir a la salida de la válvula deberá ser de 0.7 psig para cada válvula de venteo, recuerde que si al finalizar el diseño de todos los componentes del sistema y se supera este valor de contrapresión, entonces se debe de tomar la decisión de utilizar un dispositivo de venteo balanceado, o bien una válvula de venteo tipo piloto, para tener una máxima contrapresión admisible de trabajo más grande, como lo mencionó en incisos anteriores de este Capítulo 2 las válvulas de venteo balanceadas pueden soportar hasta una contrapresión acumulada máxima del 150 % MAWP, pero repito esto depende del diseño de la configuración del sistema de venteo, recuerde que este es un diseño preliminar, conjuntamente con el diseño de las tuberías de descarga usted deberá de decidir el tipo de válvula de venteo que más le convenga.

Paso 3

Constante C de los gases

Con el valor de $K = 1.06$ sustituimos en la ecuación de la Figura 15.

$$\begin{aligned}
 C &= 520 \sqrt{k \times \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \\
 &= 520 \sqrt{1.06 \times \left(\frac{2}{1.06+1} \right)^{\frac{1.06+1}{1.06-1}}} = 322.318
 \end{aligned}$$

Paso 4

Factor de corrección por contrapresión

Usaremos $K_b = 1.0$ para cálculos preliminares. Usaremos K_b específico cuando tengamos la hoja técnica de la válvula de venteo a utilizar.

Paso 5

Coefficiente efectivo de descarga

Recomendado por American Petroleum Institute un factor $K_d = 0.975$.

Paso 6

Caudal másico W

Para calcularlo primero necesitamos la constante específica de los gases que viene de la siguiente expresión

$$R_{\text{VAPOR}} = R_u / (M_{\text{VAPOR}} \times g) = \frac{8.31451 \frac{\text{J}}{\text{gr} \times \text{mol} \times \text{K}}}{86.18 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \times 9.80665 \frac{\text{m}}{\text{seg}^2}} = 9.838 \frac{\text{m}}{\text{K}}$$

Utilizamos la fórmula de los gases ideales para encontrar la densidad del gas de descarga:

$$\begin{aligned} \frac{P_1}{\rho_{\text{VAPOR}}} &= R_{\text{VAPOR}} \times T \times g \\ \rho_{\text{VAPOR}} &= \frac{P_1}{R_{\text{VAPOR}} \times T \times g} = \frac{116,521 \text{ paa}}{9.838 \frac{\text{m}}{\text{K}} \times 410.93 \text{ K} \times 9.80665 \frac{\text{m}}{\text{seg}^2}} \\ &= 2.938 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0.1834 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \end{aligned}$$

$$W = \rho_{\text{VAPOR}} \times V_{\text{VAPOR}} = 0.1834 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \times 12,887.57 \frac{\text{pie}^3}{\text{hr}} = 2,363.58 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

Paso 7

Orificio efectivo de descarga

Luego de obtener todos los valores de las variables de la ecuación 6 sustituiremos, como sigue:

Ventoe normal de presión

$$A = \frac{V \sqrt{T Z M}}{6.32 C K_d P_1 K_b} = \frac{214.79 \sqrt{739.67 \times 1.0 \times 86.18}}{6.32 \times 322.318 \times 0.975 \times 16.9 \times 1.0} = 1.62 \text{ plg}^2$$

Comercialmente las válvulas de ventoe son clasificadas dependiendo de su diámetro de la circunferencia efectiva de descarga.

$$\text{Diámetro} = D = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 1.62}{\pi}} = 1.43 \text{ plg} \cong 2 \text{ plg}$$

Ventoe de emergencia de presión

Primeramente diremos que seleccionamos una configuración de una válvula de ventoe convencional de emergencia para proporcionar el requerimiento de ventoe de emergencia para presión. Luego vamos a la Tabla IX de límites para presión de ajuste y acumulación para válvulas de ventoe convencionales y tenemos que:

Presión de ajuste = $P_s \leq 100 \% \text{ MAWP}$

Que quiere decir que la máxima presión de ajuste permisible será igual al 100% la MAWP (Máxima Presión Admisible de Trabajo).

Presión acumulada = $P_A \leq 121 \% \text{ MAWP}$

Que quiere decir que la máxima presión acumulada que puede existir será igual al 121 % de MAWP.

Ahora tomaremos una presión de ajuste menor que la MAWP, tomemos

$$P_s = 1.95 \text{ psig}$$

Calcularemos la presión de relevo de la siguiente manera.

Característica	Valor
Presión de ajuste menor que MAWP	
Recipiente protegido MAWP, psig	2
Presión acumulada máxima, psig	2.42
Presión de ajuste de válvula, psig	1.95
Sobrepresión admisible, psi	0.47
Presión de relevo, P ₁ , psia	17.12

Ahora procedemos a sustituir en la ecuación 6, como sigue:

$$A = \frac{V \sqrt{T Z M}}{6.32 C K_d P_1 K_b}$$

$$= \frac{12,752 .05 \sqrt{739 .67 \times 1.0 \times 86 .18}}{6.32 \times 322 .318 \times 0.975 \times 17 .12 \times 1.0} = 94 .69 \text{ p lg}^2$$

Comercialmente las válvulas de venteo son clasificadas dependiendo de su diámetro de la circunferencia efectiva de descarga.

$$\text{Diámetro} = D = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 94 .69}{\pi}} = 10.97 \text{ p lg} \cong 12 \text{ p lg}$$

3. SISTEMAS DE CONDUCCIÓN DE GASES Y VAPORES

La selección del destino final del sistema de venteo, depende de las características físicas y químicas de los gases y vapores emitidos por el tanque a la hora del venteo y puede ser:

- ▣ Sistema abierto: descarga a la atmósfera.
- ▣ Sistema cerrado: sistema de conducción y tratamiento para su disposición.

▣ **Sistema abierto**

A este sistema deben ir las descargas que únicamente deban satisfacer lo referente a ruido excesivo durante la descarga, como son el vapor de agua, aire comprimido y gases inertes. Los niveles de ruido máximo para descargas esporádicas de dispositivos de venteo de presión, deben estar limitados a 105 decibeles en un período de 15 minutos como máximo, en áreas donde se encuentre personal laborando sin equipo de protección.

Sólo se deben enviar directamente a la atmósfera, pequeñas cantidades de hidrocarburos y otros vapores inflamables o tóxicos, que de acuerdo a la norma ambiental en vigencia, no causen problemas como los siguientes:

- ⊠ El gas relevado reaccione químicamente y por consiguiente genere mezclas explosivas e inflamables con el aire a nivel del piso o de plataformas de operación.
- ⊠ Exposición del personal a vapores tóxicos o sustancias corrosivas que excedan las concentraciones permisibles de acuerdo a lo establecido en el código vigente.
- ⊠ Explosión de corrientes de relevo en el punto de emisión.

- ✘ La baja dispersión que el hidrocarburo en cuestión tenga en el aire, de acuerdo a un estudio de dispersión.

En el caso de varias instalaciones cercanas entre sí, se toma cada una como un punto de emisión, y la concentración máxima a nivel de piso, será la suma de las concentraciones obtenidas a partir de cada punto.

Se considera aceptable una concentración de vapores inflamables a nivel de piso o plataforma de 0.1 a 0.5 veces del límite más bajo de inflamabilidad.

Se consideran factibles de descargar a la atmósfera, pequeñas cantidades de gases de bajo peso molecular, se prohíbe en este sistema el relevo de vapores pesados (peso molecular mayor de 80), pues éstos tienden a condensarse al enfriarse en la atmósfera y caer sobre la instalación provocando suciedad y riesgos de incendio.

Debe evitarse enviar a la atmósfera vapores condensables calientes.

No se deben descargar a la atmósfera fluidos que se encuentren a una temperatura cercana a su punto de inflamación o flash.

Ningún hidrocarburo o en general ningún gas inflamable, se debe liberar a la atmósfera si su punto de emisión está cercano a una fuente de calor.

Para desfogar cantidades mayores de gases y vapores tóxicos no inflamables directamente a la atmósfera, éstos se deben enviar a un sistema de tratamiento específico (neutralización, absorción, entre otros) y los resultantes de dichos tratamientos se deben enviar a la atmósfera, los cuales como máximo solo deben originar concentraciones resultantes que sean las permisibles de acuerdo a la toxicología más reciente.

La velocidad de los gases en venteos atmosféricos debe ser lo suficientemente alta para facilitar la dilución y dispersión en el aire. Se debe considerar un valor de Mach recomendable de 0.2 – 0.5, considerando el flujo máximo esperado.

Para evitar la acumulación de líquidos, se deben instalar accesorios para drenaje en cada venteo.

La descarga de agua de válvulas de venteo, se debe enviar al sistema de drenaje pluvial.

No se deben descargar hidrocarburos líquidos directamente a la atmósfera aún cuando su punto de flash sea superior a la temperatura ambiente máxima esperada, ya que causan contaminación y riesgo potencial de incendio.

No se deben descargar líquidos corrosivos o tóxicos directamente a la atmósfera.

Si los venteos son peligrosos, o si la geometría de la planta no los permite manejar, entonces deberán ir al sistema de tuberías que los conduzca a un quemador.

Las descargas de gases de combustión a la atmósfera deben cumplir con las disposiciones de protección ambiental en lo correspondiente a niveles permisibles de contaminación atmosférica, de acuerdo con la ley y los reglamentos aplicables.

► **Sistema cerrado**

El relevo de gases y vapores inflamables no tóxicos, se debe enviar al sistema de desfogue y de ahí al quemador.

Los desfogues de gases inflamables y tóxicos, se deben enviar al quemador cuando los productos de la combustión no sean tóxicos, o bien que éstos últimos, en todo momento estén en concentraciones inferiores a las concentraciones nocivas.

Para desfogar gases tóxicos no inflamables como sería el caso de plantas endulzadoras de gas, éstos se deben enviar a un sistema de tratamiento (neutralización, absorción, etc.), y los resultantes de dichos tratamientos se podrán enviar a la atmósfera, cuando sus concentraciones resultantes sean permisibles para jornadas de 8 horas de acuerdo a la ley ambiental en vigencia.

Los gases, vapores y los resultantes líquidos de los tratamientos, deben cumplir con lo establecido en las disposiciones legales de protección ambiental.

Los desfogues líquidos, de ser posible se deben recircular al proceso, a un punto de menor presión (esto será realizado a criterio del diseñador) siempre y cuando el punto de menor presión tenga capacidad para absorber la carga extra. Si esto no es posible y la cantidad de líquido es pequeña, se debe enviar al cabezal de desfogue de la planta. En dicho sistema el líquido se debe recolectar en un tanque separador.

El líquido separado se envía mediante una bomba hacia un sistema de recuperación, o una fosa de drenaje, o bien se recircula a la alimentación de la planta para reprocesarlo. La decisión está sujeta a las características del fluido y de la instalación.

Las descargas de líquidos no volátiles y no tóxicos de válvulas de venteo, se deben enviar a fosas de recolección. Las fosas deben tener una capacidad suficiente, estar selladas y venteadas adecuadamente. Se debe tener precaución de no enviar descargas de líquidos volátiles, tóxicos o calientes a la fosa.

Los desfogues de líquidos pesados fríos no tóxicos en pequeñas cantidades, se deben enviar al drenaje industrial, aceitoso o bien, de retorno al sistema de proceso.

Los desfogues de líquidos inflamables en grandes volúmenes se evitarán enviarlos a los quemadores. Para tal efecto se conectan con tanques de vaciado que cubran esta contingencia.

El diseño de las tuberías de desfogue y las de entrada a los dispositivos de venteo, se hará de tal modo que no se transmitan esfuerzos a dichos dispositivos, debe cuidarse en forma especial la alineación de estas tuberías.

En las tuberías de salida de los dispositivos de relevo, debe tenerse especial cuidado a las causas que originan expansión o contracción térmica, vibración, fuerzas de reacción producidas por los desfogues, cargas por impacto, ruido excesivo y otros efectos resultantes del movimiento rápido de fluidos compresibles en las redes de tubería.

Dependiendo de las características físicas y químicas de las corrientes de descarga de las válvulas de venteo que existan en la planta, deben estar en uno o en varios cabezales. La necesidad de separar los desfogues se presenta por las siguientes causas:

- a.** Presencia de materiales corrosivos en algunas descargas.
- b.** Diferencias significativas en niveles de presión de equipos conectados al sistema.
- c.** Corrientes de venteo que sometan a la tubería a temperaturas demasiado altas o bajas.

Las descargas de válvulas que manejen fluidos corrosivos se recolectan en cabezales independientes, si es requerido se envían a un sistema para tratamiento específico.

Se debe evitar enviar al mismo cabezal, compuestos que formen mezclas químicas que reaccionen entre sí.

Por ningún concepto se debe descargar aire a los cabezales de desfogue que manejen productos inflamables o que reaccionen con el aire.

Las plantas de proceso que trabajen con equipos con rangos de presión diferentes y significativos, deben considerar la opción de utilizar cabezales independientes para la recolección de las descargas de las válvulas que releven a altas y bajas presiones. Es necesario calcular el sistema para ambas alternativas y elegir la más económica.

En el caso de que la descarga de las válvulas de baja presión, represente solo un pequeño porcentaje del total, se deben tener cabezales independientes.

De otra manera estas descargas disminuirán considerablemente la contrapresión permitida en el sistema y en consecuencia el diámetro obtenido para un solo cabezal sería mayor.

Los fluidos con temperaturas extremas, se manejan en cabezales independientes, evitando así especificar el cabezal general de acero de aleación.

El diseño de un sistema de desfogue debe efectuarse en sentido inverso al flujo, ya que siempre existe una presión conocida al final del sistema, ya sea en un tanque de desfogue, la atmosférica o un quemador.

En el presente capítulo trabajaremos en el diseño de los componentes del sistema de conducción de los gases y vapores de venteo, es decir el diseño de las tuberías de conducción, el diseño del tanque recolector y separador de líquidos, el tanque de sello y el diseño de la torre de quema de gases y vapores, es recomendable diseñar cada uno de los componentes del sistema de venteo desde el extremo final del mismo, es decir, empezar por el diseño del quemador, luego el diseño del tanque sello, luego el diseño del tanque separador y posteriormente el diseño de la tubería, aunque en el presente trabajo de graduación se presenta el diseño de la tubería de conducción primero, debido a el croquis y el balance de desfogue serán de utilidad en los cálculos del quemador, sello y separador por lo que se presenta primero.

3.1 Tubería de conducción de gases y vapores

La tubería de conducción de gases y vapores será instalada para llevar a una ubicación segura los gases y vapores de venteo, donde se recolectaran los líquidos por medio de separadores, y si los gases poseen niveles tóxicos ameritaran un tratamiento y serán liberados a la atmosfera si no poseen niveles altos de inflamabilidad a una altura en la que se puedan dispersar los componentes que podrían causar daño al ambiente o bien si poseen niveles altos de inflamabilidad serán reducidos por medio de la combustión en una torre de quema. Se realizaran las descargas en áreas que no exista riesgo de un choque de llama en el personal, tanques, tubería, equipo y estructuras. Se realizaran las descargas en áreas que no sean posibles la entrada de gases y vapores en espacios confinados.

3.1.1 Procedimiento de cálculo de tuberías

El criterio básico para el dimensionamiento de la tubería de descarga y el cabezal de venteo es la contrapresión (cualquiera existente en cualquier punto del sistema) no reduciendo la capacidad de venteo de ninguna de las válvulas bajo los requerimientos para cada uno de los recipientes protegidos. Cada uno de los efectos de la contrapresión por acumulación y súperimpuesta sobre la operación de válvulas de venteo deben de ser analizadas cuidadosamente.

La tubería de descarga del sistema debe de ser diseñada tomando en cuenta que el efecto de la contrapresión por acumulación no cause una reducción de la capacidad de flujo de alguna de las válvulas si se da el caso de una operación de válvulas simultánea.

El flujo de vapor o gas en la tubería de descarga es caracterizado por cambios rápidos en la densidad y velocidad; por lo tanto el fluido debe clasificarse como compresible, turbulento y en condiciones de flujo crítico (velocidades de fluido aproximadas a la velocidad del sonido 0.2 a 0.5 mach).

Existen muchos métodos para calcular el tamaño de tubería de descarga usando ecuaciones de flujo isotérmico y adiabático. El flujo real en los sistemas de venteo esta normalmente en algún punto entre las condiciones isotérmicas y adiabáticas. Para la mayoría de los casos las ecuaciones isotérmicas se recomiendan por ser ligeramente más conservadoras, las ecuaciones adiabáticas son usadas mayormente para aplicaciones poco comunes por ejemplo en tanques de almacenamiento refrigerados que trabajan a condiciones criogénicas, usaremos expresiones matemáticas para flujo isotérmico ya que el trabajo de graduación está dedicado a almacenamientos no refrigerados.

Como ya mencionamos el dimensionamiento de una tubería de descarga es usualmente simplificado iniciando por salida del sistema, donde la presión es conocida puede ser la presión atmosférica (Si el sistema ventea directamente a la atmosfera) la presión en la base del quemador (cuando en diseño final del sistema de venteo sea un quemador) y trabajando hacia atrás del sistema para verificar la contrapresión aceptable para cada una de las válvulas de venteo, para ello necesitamos definir los nodos y tramos de tubería donde el fluido tendrá cambios en su peso molecular y caudal másico, representándolo en un gráfico de balance de desfogues y vendrá acompañado de tablas representativas.

▣► **Diagrama de balance de desfogues**

En ellos se indican las plantas, áreas de almacenamiento o fuentes de emisión de los venteos. Se muestran también los tanques separadores de líquidos, los tanques de condensados para las líneas de desfogue, los tanques de sello con agua y los quemadores involucrados en el sistema, sin importar cual sea su tipo. El balance de desfogues debe mostrar también, los datos de relevo para cada corriente, esto es: nombre de la corriente, caudal másico, peso molecular, temperatura y presión. Se deben agrupar en un cabezal de desfogue, todas aquellas corrientes de gas cuyas características sean similares, tales como:

- a. Composición química
- b. Niveles de presión de descarga
- c. Niveles de temperatura de descarga

Las corrientes de gas de ocurrencia simultáneas con propiedades físicas diferentes por ejemplo: presión, temperatura o composición, deben ser conducidas al quemador por diferentes tuberías, a menos que de acuerdo a un estudio de compatibilidad, el diseñador determine enviarlas por la misma tubería.

Las descargas de gas con propiedades físicas similares de venteo y distancias iguales al quemador, deben conducirse por un mismo cabezal de desfogue.

Debe tenerse especial cuidado para evitar la acumulación de líquidos en algún lugar de la red de desfogues, por lo que:

- ▣► Las líneas de desfogue deben tener una pendiente de cuando menos 1 metro en 1,000 metros (1/1,000) en dirección a los tanques receptores de líquidos cuando la longitud de las líneas, sea mayor a los 200 metros, y para longitudes cortas (entre 100 y 200 m) la pendiente debe ser de 3 a 4 metros en 1,000 metros (entre 3 y 4/1,000).

- ▣▶ No se permiten tramos ascendentes de tubería, todos los tramos de tubería deben de tener su inclinación en dirección al tanque separador de líquidos.
- ▣▶ Las líneas no deben llevar ninguna curva que permita la acumulación de líquidos, ni puntos donde no se permita el arrastre de los líquidos hacia los tanques receptores de líquidos debido a la subsiguiente represurización de la línea.

El valor establecido de la contrapresión al fluir gases y vapores por el cabezal, debe ser lo suficientemente bajo, de modo que no se reduzca la capacidad de relevo de cualquiera de las válvulas conectadas al cabezal. En general se deben considerar los siguientes porcentajes:

- a. Válvulas convencionales: 10% de la presión de relevo.
- b. Válvulas balanceadas: 50% de la presión de relevo.
- c. Válvulas operadas por piloto: no son afectas por la contrapresión, pero por cuestiones de diseño diremos que soportan contrapresiones mayores a 50% de la presión de relevo.

En tuberías de desfogue, se debe considerar un rango de velocidad de 0.2 a 0.5 Mach. Una velocidad alta, ocasiona niveles de vibración y ruido inaceptables, (velocidad del sonido en el aire 1,115.49 pie/seg).

El límite de ruido permitido para exposiciones continuas de trabajo es de 85 decibeles, sin embargo, debido a que las descargas máximas de gas solo deben ocurrir en verdaderas condiciones de emergencia y por corto tiempo (15 minutos máximo), se permite un nivel de ruido de hasta 105 decibeles.

La máxima contrapresión generada por el sistema, debe ser menor a la presión de trabajo permitida a la temperatura de operación.

Se deben calcular las presiones, temperaturas y composiciones de los fluidos a manejar, a fin de seleccionar correctamente los dispositivos y sus materiales.

Generalidades de diseño:

- a. El primer requisito en el diseño de un sistema de desfogue, es definir las cargas que van a ser manejadas. Cuando un sistema consta de una sola válvula, la condición de diseño del sistema es definir el tipo y características de la válvula.
- b. Se define la localización de cada una de las cargas y un análisis para determinar la máxima carga al sistema.
- c. El diseño de la tubería de descarga requiere un análisis cuidadoso por la posible imposición de fatigas térmicas y mecánicas asociadas con la presión de las válvulas de venteo. Estas fatigas pueden ser controladas con unos adecuados anclajes, soportes y diseño flexible para la tubería de descarga.
- d. No debe considerarse la simultaneidad de dos o más causas de sobrepresión a menos que estén relacionadas entre, es posible que una sola causa provoque el relevo de varias válvulas a la vez, por lo que las cargas de cada una de éstas, será aditiva para el dimensionamiento de los cabezales de desfogue correspondientes.
- e. En caso de fuego externo, no es necesario suponer que éste se presente en toda la planta al mismo tiempo, ya que de acuerdo a la práctica recomendada por el API RP 520, o equivalente, se confina en áreas de 464.75 m² (5,000 pies²); por lo que se debe dividir la planta en áreas de fuego y considerar que dentro de cada área, las válvulas que releven en caso de fuego, actúen simultáneamente.

- f.** Un estudio particular se requiere en los casos de falla de algún servicio, como energía eléctrica o agua de enfriamiento. Una falla total debe ser considerada cuando se tenga una sola fuente de suministro.
- g.** En caso de falla total de algún servicio, todas las válvulas que estén relacionadas con esta causa relevarán al mismo tiempo.
- h.** Las válvulas de venteo deben considerarse como 100% abiertas o 100% cerradas. La máxima carga de una válvula de venteo abierta, corresponderá al flujo de la válvula a la máxima presión de operación del equipo protegido.
- i.** En tramos largos de tubería donde la velocidad del gas alcanza valores aproximados a la velocidad del sonido, es más económico incrementar el diámetro de la tubería en pasos o progresivamente a lo largo del tramo. En general un cálculo de caída de presión es requerido para cada sección de tamaño uniforme.
- j.** Para referencia puede ser consultado el código ASME B31.3 para las especificaciones de los materiales.
- k.** El sistema de tuberías debe de estar al final preparado para recibir condensados, por medio de acumuladores de líquidos o separadores. Las cavidades o drenes intermedios deben de ser evitados. Cuando los condensados son muy viscosos y pueden solidificarse a lo largo de la línea, un trazado con vapor puede ser necesario. Un pequeño dren en los puntos bajos donde los condensados no pueden fluir libremente hacia los separadores de líquidos o acumuladores de líquidos.
- l.** El uso de trampas u otros dispositivos con operación mecánica u automatizada deben de ser evitados.

Paso 1

Datos:

T = Temperaturas de relevo de los gases de venteo en °F y Rankine

W = Caudales máxicos de los gases de venteo en lb/hr

M = Pesos moleculares de los gases de venteo en gr/mol

k = Relación de calor específico de los gases y vapores de venteo

Z = Factores de compresibilidad de los gases y vapores de venteo

MCA = Máxima contrapresión admisible de todas las válvulas de venteo que se conectaran al cabezal de desfogue en psia

Paso 3

Croquis de sistema de venteo

Croquis o dibujos del sistema de venteo completo, incluidos los tanques, tubería, separadores, sellos, quemadores. Vea el paso 3 del ejemplo de aplicación de procedimiento de cálculo de tuberías.

Paso 3

Diagrama de balance de desfogues

Incluya el nombre de los fluidos relevados, flujos máxicos máxicos esperados de las válvulas de venteo, presiones de relevo, temperaturas de relevo, peso molecular de los diferentes gases y vapores de venteo, determinando los puntos en donde los diferentes fluidos se mezclan identificándolos por medio de nodos con literales iniciando de las válvulas de venteo hasta el final del sistema de venteo. Luego se procede a realizar el balance de masas en donde se determinara la temperatura, peso molecular, caudal máxico y viscosidad cinemática de todas las mezclas de fluidos que se realicen en el sistema.

El método usado es el método molar promedio tiene un margen de error de 5 a 10 %, existen diferentes métodos para el cálculo de las mezclas, pero es elección del diseñador utilizar el método que más le convenga.

El diagrama de balance de desfogues consta de dos partes, la primera es un esquema representativo en donde aparecen los tanques, válvulas, separadores, sellos, quemadores y tubería interconectada, donde se identifican los puntos en donde ocurren las mezclas de los diferentes fluidos que se unen al cabezal de desfogue, la segunda parte es una hoja de cálculo en donde se calculan todas las mezclas, recomendable que el diseñador realice juicios de ingeniería para evaluar las diferentes configuraciones posibles del sistema de tubería, clasificando los flujos de acuerdo a compatibilidades químicas, presiones de relevo, caudales de relevo y cercanías al cabezal ya que de acuerdo a ello dependerá la eficiencia del sistema de conducción de tuberías, diámetros de tubería, longitudes de tubería, máxima contrapresión admisible, dicho de otra manera el diseñador evaluara la utilización de un solo cabezal donde converjan todos los flujos o bien el diseño de varios cabezales donde se clasificaran los flujos de acuerdo a similitudes, logrando de esa manera minimizar los diámetros de tubería, longitudes de tubería y por ende se disminuirá el costo total del proyecto.

A continuación veremos un ejemplo de un diagrama de balance de desfogues, que consta de un conjunto de cuatro tanques, con fluidos de diferentes pesos moleculares, compatibilidad química, con cuatro diferentes caudales máxicos, diferentes temperaturas de relevo. Y seguidamente presentaremos una hoja de trabajo explicativa en donde se calcularan las mezclas de los diferentes gases que convergen al cabezal, utilizando el método molar promedio. Véase también el ejemplo de aplicación del procedimiento de cálculo de tubería, en donde se presenta otro ejemplo de cálculo de mezclas, con la planta de tanques de gasolina que se ha venido trabajando en los anteriores ejemplos de aplicación de procedimientos.

Figura 16. Esquema de desfogues

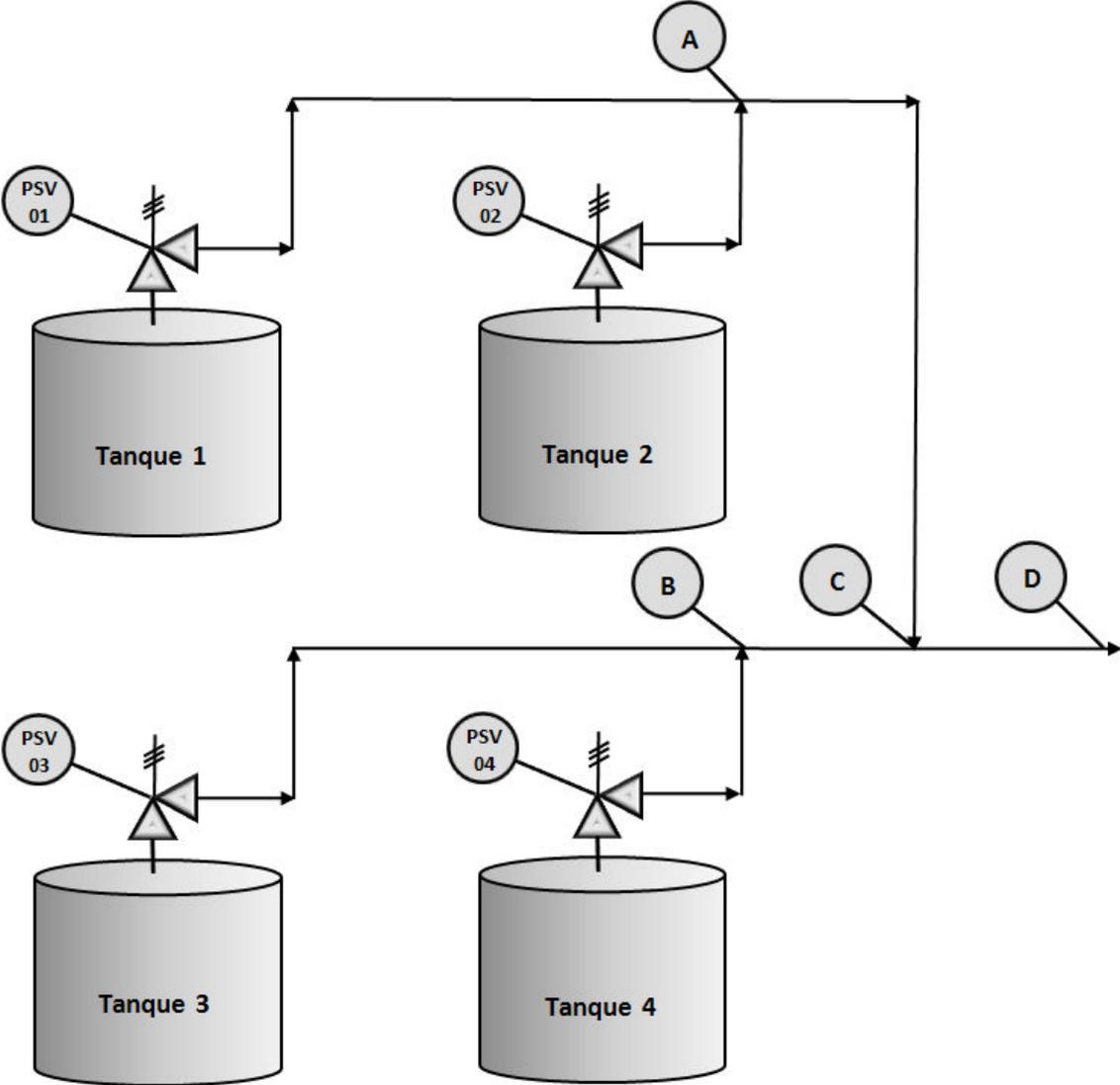


Tabla XI. Hoja de cálculo de mezclas

Tramo	Nodo		Material	Caudal Masico [lb/hr]	Peso Molecular	Temperatura [°F]	Viscosidad [cp]	Caudal Molar [Mol/hr]	Temperatura x Caudal Molar	Viscosidad x Caudal Molar
	Aguas Arriba	Aguas Abajo								
1	C	D	Gas A + Gas B + Gas C + Gas D	57,500.00	53	308	0.012	1,093.75	337,187.50	13.47
2	B	C	Gas A + Gas B	40,000.00	54	312	0.012	740.49	231,317.93	9.08
3	A	C	Gas C + Gas D	17,500.00	50	300	0.012	353.26	105,869.57	4.39
4	PSV-04	B	Gas D	15,000.00	32	250	0.013	468.75	117,187.50	6.09
5	PSV-03	B	Gas C	25,000.00	92	420	0.011	271.74	114,130.43	2.99
6	PSV-02	A	Gas B	8,000.00	32	250	0.013	250.00	62,500.00	3.25
7	PSV-01	A	Gas A	9,500.00	92	420	0.011	103.26	43,369.57	1.14

Nota:

CX = Columna número

PSV = Pressure Vacuum Valve (válvula de presión y vacío)

Paso 4

Diámetros de línea

Primeramente se determinaran las longitudes equivalentes de tubería para cada uno de los nodos del diagrama de balance de desfogues. Luego calculamos la máxima contrapresión admisible, tomamos la presión de ajuste más pequeña de entre todas las válvulas de venteo y la multiplicamos por 10% si se trata de válvulas convencionales, por 50 % si se trata de válvulas balanceadas y por más del 50 % si se trata de una válvula de venteo accionada con piloto, luego le sumamos la presión atmosférica para convertir a presión absoluta a este valor le llamaremos contrapresión admisible. En este punto es recomendable calcular el tanque de sello, debido a que será el dispositivo intermedio del sistema de conducción de tubería con aportación de contrapresión considerablemente alta, debemos restar el valor de la contrapresión generada por el tanque sello a la contrapresión admisible antes calculada del múltiplo de la presión de ajuste y el porcentaje de contrapresión, y tenemos la máxima contrapresión admisible en el sistema de tubería. Se recomienda realizar el diseño del sistema de tubería inicialmente para válvulas convencionales y si se quieren disminuir diámetros aun mas, se realiza el cálculo con válvulas balanceadas, y si se desea disminuir el diámetro aun mas con válvulas piloteadas, pero es criterio del diseñador usar la combinación válvula y tubería que más convenga.

De una manera escalonada para cada segmento de tubería de diámetro constante iniciando del extremo final de tubería en donde se conoce la presión, que sería la presión atmosférica o una presión hacia atrás o sea aguas arriba, calcularemos cada uno de los diámetros de tubería, con las restricciones de máxima contrapresión admisible en el sistema y consiguiendo velocidades dentro del rango mach de 0.2 a 0.5 según el criterio de flujo crítico. Usaremos las ecuaciones siguientes.

Ecuación 6. Presión de entrada flujo isotérmico

$$\frac{f L}{D} = \frac{1}{M_1^2} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^2 \right] - \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2$$

La ecuación anterior puede ser transpuesta para la presión de descarga:

Ecuación 7. Presión de salida flujo isotérmico

$$\frac{f L}{D} = \frac{1}{M_2^2} \left[\left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2 \right] \times \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^2 \right] - \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^2$$

Donde:

f = Factor cambiante de fricción, vea la Tabla XII.

L = longitud equivalente de tubería, en pies (metros)

D = Diámetro interior de tubería, en pies (metros)

M₁ = Número mach para tubería de entrada

M₂ = Número mach para tubería de salida

P₁ = presión de entrada de tubería, en libras por pulgada cuadrada absolutas (kilopascales absolutos)

P₂ = presión de salida de tubería, en libras por pulgada cuadrada absolutas (kilopascales absolutos)

El número mach a la salida es calculado por las siguientes ecuaciones:

En SI

Ecuación 8. Número mach a la salida

$$M_2 = 1.702 \times 10^{-5} \left(\frac{W}{P_2 D^2} \right) \times \left(\frac{Z T}{k M_w} \right)^{0.5}$$

Donde:

W = Flujo másico, en libras por hora

Z = Factor de compresibilidad del gas

T = Temperatura absoluta, en grados Rankine

M_w = peso molecular del gas

k = Relación de calores específicos (C_p/C_v)

Debido a la dificultad de resolución de la Ecuación 7 para encontrar el valor de la presión de entrada, existen programas de computación capaces de resolver la ecuación, o bien podemos utilizar la representación gráfica de la Ecuación 7 para calcular la presión de entrada, para un segmento de línea de diámetro constante. Si el sistema de descarga opera a alta presión en algunas partes del sistema. En esos casos, una prueba que se puede realizar para verificar si el flujo es crítico es la siguiente. La presión crítica a la salida de la tubería puede ser determinada evaluando con $M_2 = 1$ (flujo sónico) en la Ecuación 8, de la siguiente manera:

En SI

Ecuación 9. Presión de flujo sónico

$$P_{\text{critical}} = 1.702 \times 10^{-5} \left(\frac{W}{D^2} \right) \times \left(\frac{Z T}{k M_w} \right)^{0.5}$$

Donde:

$P_{\text{crítica}}$ = presión crítica, en libras por pulgada cuadrada absolutas.

Si la presión crítica es menor que la presión de descarga, el flujo es subsónico. Si la presión crítica es mayor que la presión de la descarga, entonces el flujo es sónico y $M_2 = 1$. Por lo que, la presión en la entrada, P_1 , es calculada de la Ecuación 11, con P_2 , igual a la presión crítica.

Ahora procede construir una hoja de trabajo en donde evaluaremos la ecuación 8, encontraremos el valor de fL/D , luego iremos a la Figura 17 y encontraremos el valor de P_2/P_1 y despejaremos para P_1 encontrando la presión de entrada, evaluando cada uno de los segmentos de tubería, hasta encontrar el mínimo diámetro posible, que satisfaga los requerimientos de contrapresión máxima admisible y las condiciones de flujo crítico. Use la Tabla XII para encontrar el factor de fricción variable correspondiente al diámetro de tubería al evaluado, o bien si los gases de venteo necesitan una aleación especial de material de tubería, utilice las tablas de fricción del fabricante de la tubería de la aplicación.

Recuerde que para disminuir los diámetros de tubería, debe de tener una máxima contrapresión admisible de trabajo esto lo consigue cambiando el tipo de válvula de venteo.

El diseñador deberá interpretar como segmento o tramo de tubería a cada uno de los dispositivos intermedios, como lo son separadores, sellos, quemadores, etc. Convirtiendo sus áreas a diámetros equivalentes de tubería.

Se recomienda el uso de válvulas convencionales en aplicaciones en donde se ventee directamente a la atmosfera, el uso de válvulas balanceadas y piloteadas en aplicaciones en donde se dispositivos tales como recipientes, separadores, sellos y quemadores estén presentes.

**Tabla XII. Factores típicos de fricción para tubería de acero limpio
(Basado o equivalente a 0.00015 pies de rugosidad)**

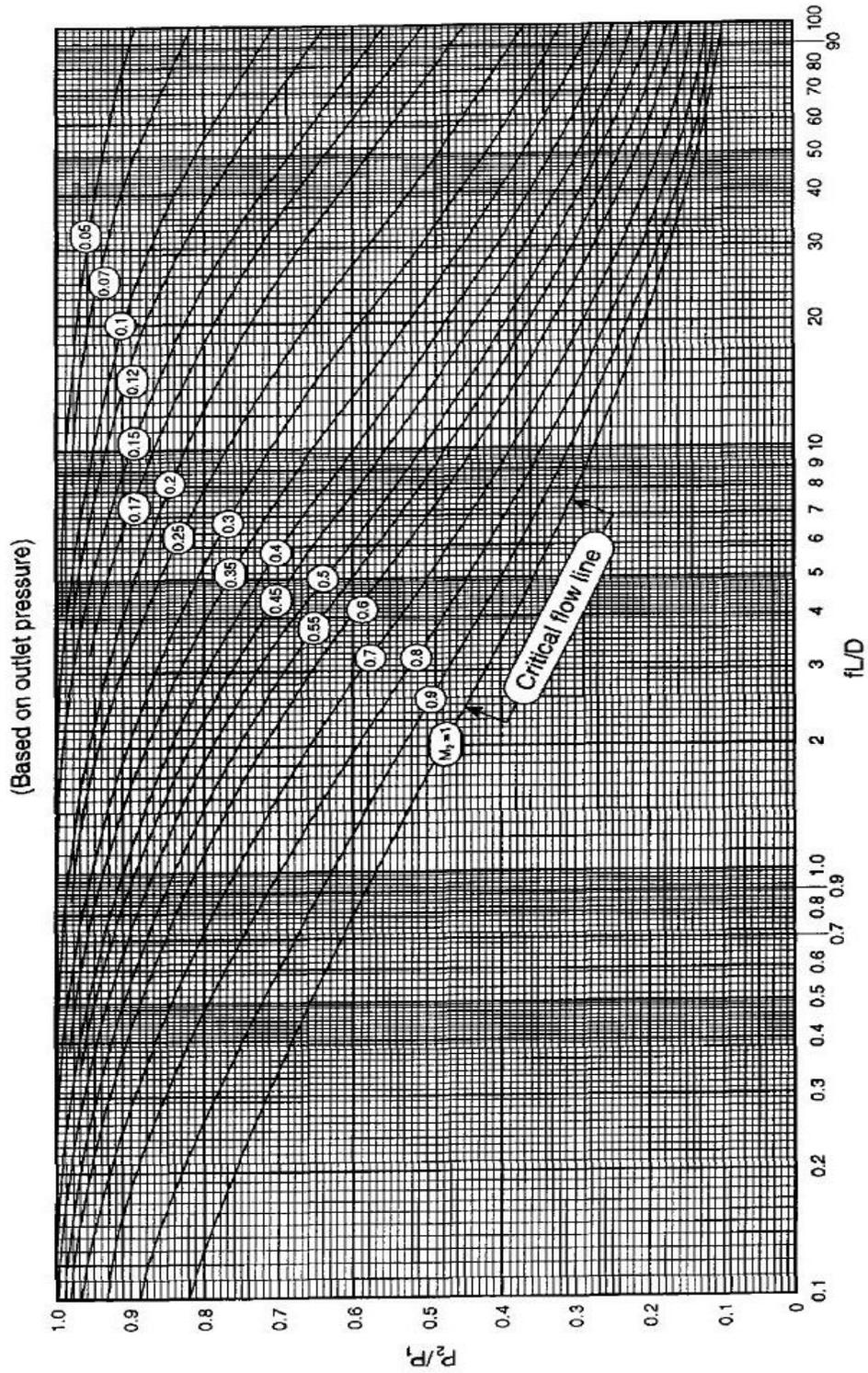
Diámetro nominal en pulgadas	Factor de fricción variable f
NPS 2, Cedula 40	0.0195
NPS 3, Cedula 40	0.0178
NPS 4, Cedula 40	0.0165
NPS 6, Cedula 40	0.015
NPS 8, Pared 1/4 pulgada	0.014
NPS 10, Pared 1/4 pulgada	0.0135
NPS 12, Pared 1/4 pulgada	0.0129
NPS 14, Pared 1/4 pulgada	0.0126
NPS16, Pared 1/4 pulgada	0.0123
NPS 20, Pared 1/4 pulgada	0.0119
NPS 24, Pared 1/4 pulgada	0.0115
NPS 30, Pared 1/4 pulgada	0.011
NPS 36, Pared 1/4 pulgada	0.0107

Nota:

NPS = Tamaño nominal de tubería.

Son aplicables para altas velocidades de gas o sea número de Reynolds alto.

Figura 17. Representación gráfica de la ecuación 7



3.1.2 Ejemplo de aplicación de procedimiento de cálculo de tubería

Para el ejemplo de aplicación que se presenta a continuación utilizamos la planta de tanques de almacenamiento de gasolina con aproximación de sus gases y vapores al hexano, utilizada en los ejemplos de aplicación anteriores. Realizaremos los cálculos de diámetros primeramente con válvulas convencionales de venteo y luego emplearemos válvulas balanceadas de venteo, para demostrar como varían los diámetros ampliando el límite máximo de contrapresión admisible de trabajo.

Paso 1

Datos:

De los ejemplos de aplicación anteriores obtenemos lo siguiente:

Válvula	Caudal Másico [lb/hr] W	Peso Molecular M	Temperatura [°F] T	Relación de Calor Específico k	Factor de Compresibilidad Z	Máxima Contrapresión Admisible [psia] MCA
PSV-04	2,363.58	86.18	739.67	1.06	1	14.80
PSV-03	2,363.58	86.18	739.67	1.06	1	14.80
PSV-02	2,363.58	86.18	739.67	1.06	1	14.80
PSV-01	2,363.58	86.18	739.67	1.06	1	14.80

La máxima contrapresión admisible la obtenemos de la manera siguiente del ejemplo de aplicación del procedimiento del cálculo de orificio efectivo de descarga tenemos la presión de ajuste de las válvulas de venteo, que es igual a $P_s = 1.5 \text{ psig}$, por el 10 % de resistencia a la contrapresión para válvulas convencionales tenemos $1.5 \times 0.1 = 0.15 \text{ psig}$, a este valor le restamos la contrapresión provocada por el tanque sello que es igual a 0.05 psig , de esta manera $0.15 - 0.05 = 0.1 \text{ psig}$, luego convertimos a presión absoluta $0.1 + 14.7 = 14.8 \text{ psia}$.

Paso 2

Croquis de sistema de venteo

A continuación presentaremos un croquis del sistema de venteo con todos sus elementos y dimensiones, Isométrico, planta y vista frontal.

Figura 18. Croquis sistema de venteo vista isométrica

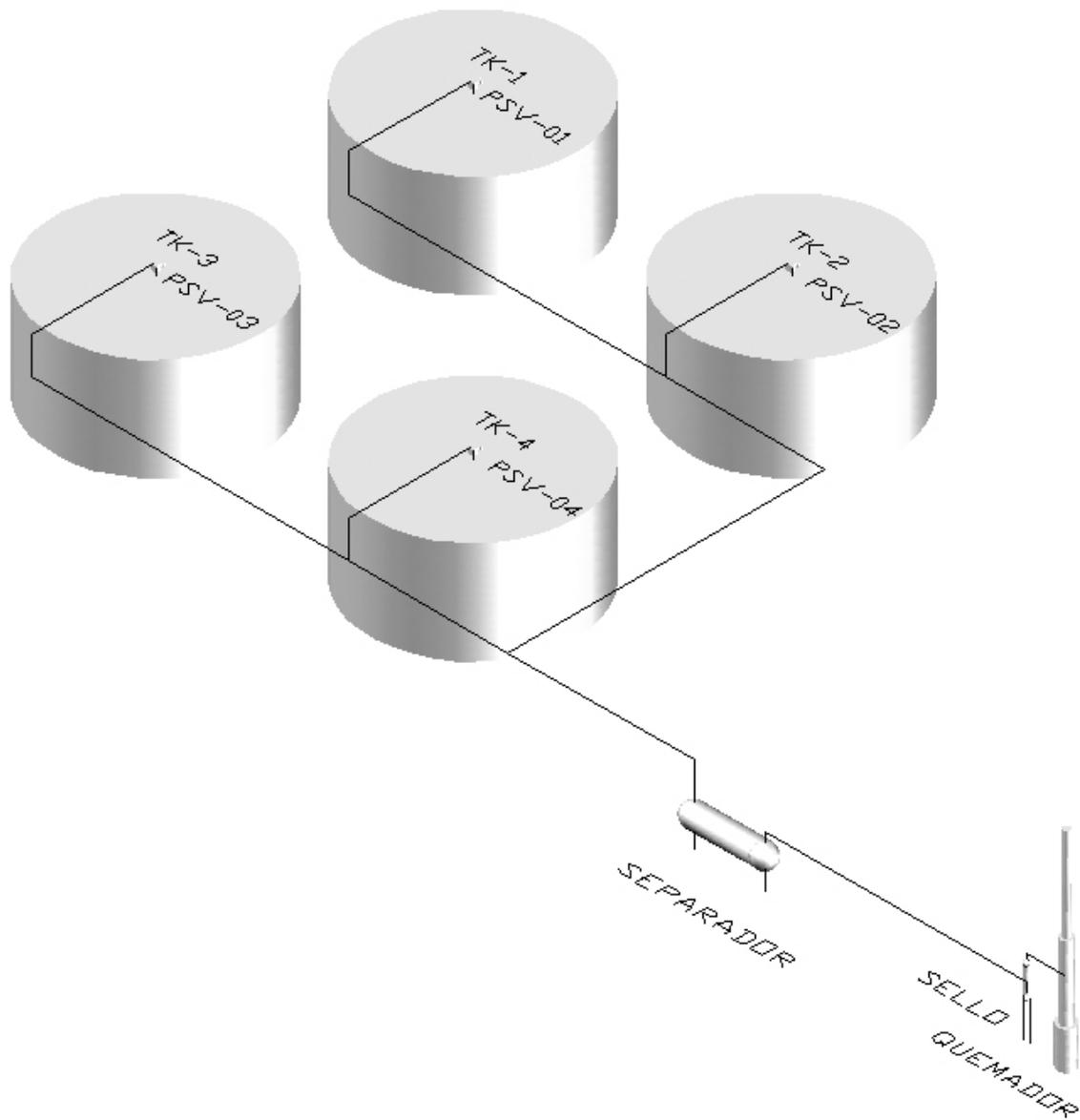
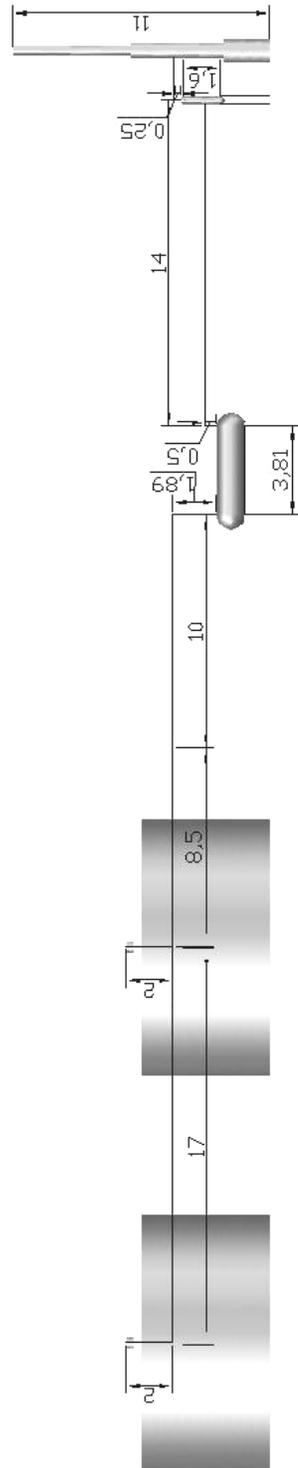


Figura 19. Vista frontal, sistema de venteo

Unidad de medida metros



Paso 3

Diagrama de balance de desfogues

Primeramente procederemos a identificar los tanques con sus válvulas de venteo, el separador, el sello y el quemador; luego procedemos a asignar una literal desde las válvulas de venteo hacia el final del sistema de tuberías y por medio del croquis tomaremos las dimensiones equivalentes a los tramos de tubería asignados, como se muestra a continuación en la Figura 21.

Figura 21. Ejemplo de aplicación esquema de desfogues

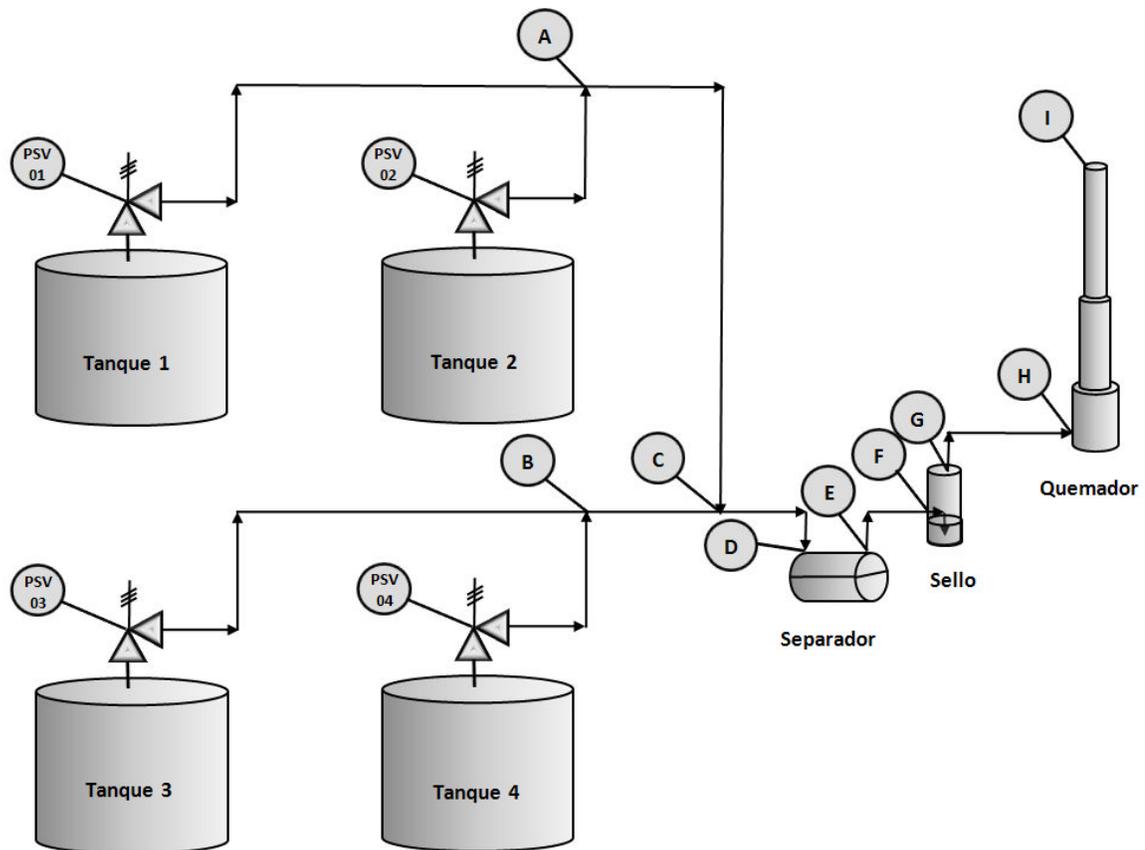


Tabla XIII. Ejemplo de aplicación hoja de cálculo de mezclas

Tramo	Nodo		Material	Columnas						
	Agua Arriba	Agua Abajo		Caudal Masico [lb/hr]	Peso Molecular	Temperatura [°F]	Viscosidad [cp]	Caudal Molar [Mol/hr]	Temperatura x Caudal Molar	Viscosidad x Caudal Molar
				C1	C2	C3	C4	C1/C2	C5x/C3	C5xC4
1	H	I	Gas Tk-1 + Gas Tk-2 + Gas Tk-3	9,454.32	86.18	280.00	0.03	109.70	21,502.05	2.30
2	G	H	Gas Tk-1 + Gas Tk-2 + Gas Tk-3	4,727.16	86.18	280.00	0.03	54.85	21,502.05	2.30
3	F	G	Gas Tk-1 + Gas Tk-2 + Gas Tk-3	4,727.16	86.18	280.00	0.03	54.85	21,502.05	2.30
4	E	F	Gas Tk-1 + Gas Tk-2 + Gas Tk-3	2,363.58	86.18	280.00	0.03	27.43	21,502.05	2.30
5	D	E	Gas Tk-1 + Gas Tk-2 + Gas Tk-3	2,363.58	86.18	280.00	0.03	27.43	21,502.05	2.30
6	C	D	Gas Tk-1 + Gas Tk-2 + Gas Tk-3 + Gas Tk-4	2,363.58	86.18	280.00	0.03	27.43	21,502.05	2.30
7	B	C	Gas Tk-1 + Gas Tk-2 + Gas Tk-3 + Gas Tk-4	2,363.58	86.18	280.00	0.03	27.43	21,502.05	2.30
8	A	C	Gas Tk-1 + Gas Tk-2 + Gas Tk-3 + Gas Tk-4	2,363.58	86.18	280.00	0.03	27.43	21,502.05	2.30
9	PSV-04	B	Gas Tk-4	2,363.58	86.18	280.00	0.03	27.43	21,502.05	2.30
10	PSV-03	B	Gas Tk-3	2,363.58	86.18	280.00	0.03	27.43	21,502.05	2.30
11	PSV-02	A	Gas Tk-2	2,363.58	86.18	280.00	0.03	27.43	21,502.05	2.30
12	PSV-01	A	Gas Tk-1	2,363.58	86.18	280.00	0.03	27.43	21,502.05	2.30

Paso 4

Diámetros de línea

Emplearemos los datos de las mezclas calculados en el paso anterior tabulándolo en una tabla, en la cual también calcularemos en forma de corridas para diferentes diámetros para cada segmento de tubería, empleando la Tabla XII, recuerde que la presión al final de la tubería conocida, determina el inicio de los cálculos, de una manera escalonada del final al inicio del sistema, en la hoja de cálculo condensaremos los cálculos de la Ecuación 7, que se encuentra representada gráficamente en el Figura 17, que será la base de nuestros cálculos, comprobando en cada una de las iteraciones la máxima contrapresión admisible y rango de velocidad de flujo dentro de 0.2 a 0.5 mach.

En los segmentos en donde involucra al separador de líquidos, tanque sello y quemador véase los ejemplos de aplicación de cada uno para verificar los datos calculados que servirán para el cálculo del sistema de tuberías.

Construyendo la hoja de cálculo e incluyendo las fórmulas adecuadas, con la única variable de ingreso el diámetro de la tubería del segmento, el cálculo del sistema de tuberías se simplifica notablemente.

A continuación se presentan dos hojas de cálculo de diámetros de tubería, una para válvulas convencionales y la otra para válvulas balanceadas, la hojas se encuentran clasificada por medio de columnas numeradas, básicamente calcularemos para cada segmento fL/D y M_2 , luego vamos a la Figura 17 y buscamos P_2/P_1 , despejamos y obtenemos P_1 , luego pasamos al siguiente segmento donde P_1 del segmento anterior será el P_2 del segmento siguiente y así iremos ascendiendo hasta conseguir calcular todos los diámetros del sistema.

Tabla XIV. Hoja de cálculo de tuberías, válvulas convencionales

Tramo	Nodo		C1	C2	C3	C4	C5	C6 = C3 x C5	C7 = C4 x C2	C8 = (C6 / C7) ^{0.5}
	Aguas Arriba	Aguas Abajo								
1	H	I	6618.02	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
2	G	H	6618.02	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
3	F	G	6618.02	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
4	E	F	6618.02	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
5	D	E	6618.02	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
6	C	D	9454.32	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
7	B	C	4727.16	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
8	A	C	4727.16	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
9	PSV-04	B	2363.58	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
10	PSV-03	B	2363.58	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
11	PSV-02	A	2363.58	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
12	PSV-01	A	2363.58	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846

Continuación

C9	C10	C11 = (C10) ²	C12 = C1 / C11	C13	C14	C15	C16 = C18 / C24	C17 = Si P ₁ < MCA diametro Correcto; contrario Diametro Incorrecto
Diametro [pulgadas] D	Diametro [pies] D	D ²	W / D ²	Longitud de Tuberia [metros] L	Longitud de Tuberia [pies] L	Maxima Contrapresion Admisible [psia] MCA	Presion Aguas Arriba [psia] P ₁	Verificacion de Contrapresion P ₁ < MCA
6	0.500	0.25	26472.10	11.00	36.09	14.80	14.700	Diametro Correcto
4	0.333	0.11	59562.22	3.20	10.50	14.80	14.774	Diametro Correcto
12	1.000	1.00	6618.02	1.00	3.28	14.80	14.700	Diametro Correcto
6	0.500	0.25	26472.10	10.00	32.81	14.80	14.700	Diametro Correcto
92	7.700	59.29	111.62	14.66	48.10	14.80	14.700	Diametro Correcto
6	0.500	0.25	37817.28	13.00	42.65	14.80	14.700	Diametro Correcto
4	0.333	0.11	42544.44	8.50	27.89	14.80	14.715	Diametro Correcto
6	0.500	0.25	18908.64	25.50	83.66	14.80	14.737	Diametro Correcto
3	0.250	0.06	37817.28	8.50	27.89	14.80	14.737	Diametro Correcto
6	0.500	0.25	9454.32	25.50	83.66	14.80	14.737	Diametro Correcto
4	0.333	0.11	21272.22	8.50	27.89	14.80	14.737	Diametro Correcto
6	0.500	0.25	9454.32	25.50	83.66	14.80	14.737	Diametro Correcto

Continuación

C18	C19 = $1.702 \times 10^5 (C12)(C8)$	C20 = Si C19 < C18 = Subsonico; contrario flujo sonico				C21 = C19 / C18	C22	C23 = (C22 x C14) / C10	C24
Presion Aguas Abajo [psia] P ₂	Presion Critica	Condicion de Flujo	Numero Mach Aguas Abajo M ₂	Factor Friccion Variable f	(f x L) / D	P ₂ / P ₁			
14.700	1.3	Subsonico	0.09	0.0150	1.08	1.000			
14.700	2.9	Subsonico	0.20	0.0165	0.52	0.995			
14.700	0.3	Subsonico	0.02	0.0129	0.04	1.000			
14.700	1.3	Subsonico	0.09	0.0150	0.98	1.000			
14.700	0.0	Subsonico	0.000368	0.0100	0.06	1.000			
14.700	1.8	Subsonico	0.12	0.0150	1.28	1.000			
14.700	2.1	Subsonico	0.14	0.0165	1.38	0.999			
14.715	0.9	Subsonico	0.06	0.0150	2.51	0.999			
14.737	1.8	Subsonico	0.12	0.0178	1.99	1.000			
14.737	0.5	Subsonico	0.03	0.0150	2.51	1.000			
14.737	1.0	Subsonico	0.07	0.0165	1.38	1.000			
14.737	0.5	Subsonico	0.03	0.0150	2.51	1.000			

Tabla XV. Hoja de cálculo de tuberías, válvulas balanceadas

Tramo	Nodo		C1	C2	C3	C4	C5	C6 = C3 X C5	C7 = C4 X C2	C8 = (C6 / C7) ^{0.5}
	Aguas Arriba	Aguas Abajo								
1	H	I	6618.02	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
2	G	H	6618.02	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
3	F	G	6618.02	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
4	E	F	6618.02	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
5	D	E	6618.02	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
6	C	D	9454.32	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
7	B	C	4727.16	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
8	A	C	4727.16	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
9	PSV-04	B	2363.58	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
10	PSV-03	B	2363.58	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
11	PSV-02	A	2363.58	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846
12	PSV-01	A	2363.58	86.18	739.67	1.06	1	739.670	91.351	2.846

Continuación

C9	C10	C11 = (C10) ²	C12 = C1 / C11	C13	C14	C15	C16 = C18 / C24	C17 = Si P ₁ < MCA diámetro Correcto; contrario Diámetro Incorrecto
Diámetro [pulgadas] D	Diámetro [pies] D	D ²	W / D ²	Longitud de Tubería [metros] L	Longitud de Tubería [pies] L	Máxima Contrapresión Admisible [psia] MCA	Presión Aguas Arriba [psia] P ₁	Verificación de Contrapresión P ₁ < MCA
4	0.333	0.11	59562.22	11.00	36.09	15.40	15.313	Diámetro Correcto
4	0.333	0.11	59562.22	3.20	10.50	15.40	15.343	Diámetro Correcto
12	1.000	1.00	6618.02	1.00	3.28	15.40	15.343	Diámetro Correcto
6	0.500	0.25	26472.10	14.66	48.10	15.40	15.343	Diámetro Correcto
92	7.700	59.29	111.62	3.05	10.00	15.40	14.700	Diámetro Correcto
6	0.500	0.25	37817.28	13.00	42.65	15.40	14.701	Diámetro Correcto
4	0.333	0.11	42544.44	8.50	27.89	15.40	14.713	Diámetro Correcto
6	0.500	0.25	18908.64	25.50	83.66	15.40	14.799	Diámetro Correcto
3	0.250	0.06	37817.28	8.50	27.89	15.40	14.844	Diámetro Correcto
4	0.333	0.11	21272.22	25.50	83.66	15.40	14.844	Diámetro Correcto
3	0.250	0.06	37817.28	8.50	27.89	15.40	14.873	Diámetro Correcto
4	0.333	0.11	21272.22	25.50	83.66	15.40	14.905	Diámetro Correcto

Continuación

C18	C19 = $1.702 \times 10^{-5} (C12)(C8)$	C20 = Si C19 < C18 = Subsónico; contrario flujo sónico		C21 = C19 / C18	C22	C23 = (C22 x C14) / C10	C24
Presión Aguas Abajo [psia] P ₂	Presión Crítica	Condición de Flujo	Numero Mach Aguas Abajo M ₂	Factor Fricción Variable f	(f x L) / D	P ₂ / P ₁	
14.700	2.9	Subsonico	0.20	0.0165	1.79	0.960	
15.313	2.9	Subsonico	0.19	0.0165	0.52	0.998	
15.343	0.3	Subsonico	0.02	0.0129	0.04	1.000	
15.343	1.3	Subsonico	0.08	0.0150	1.44	1.000	
14.700	0.0	Subsonico	0.00	0.0100	0.01	1.000	
14.700	1.8	Subsonico	0.12	0.0150	1.28	1.000	
14.701	2.1	Subsonico	0.14	0.0165	1.38	0.999	
14.713	0.9	Subsonico	0.06	0.0150	2.51	0.994	
14.799	1.8	Subsonico	0.12	0.0178	1.99	0.997	
14.844	1.0	Subsonico	0.07	0.0165	4.14	1.000	
14.844	1.8	Subsonico	0.12	0.0178	1.99	0.998	
14.873	1.0	Subsonico	0.07	0.0165	4.14	0.998	

El **MCA** para el caso de las válvulas de venteo balanceadas se calcula como sigue, $P_s = 1.5 \text{ psig}$, por el **50 %** de resistencia a la contrapresión para válvulas balanceadas tenemos $1.5 \times 0.5 = 0.75 \text{ psig}$, a este valor le restamos la contrapresión provocada por el tanque sello que es igual a **0.05 psig**, de esta manera $0.75 - 0.05 = 0.7 \text{ psig}$, luego convertimos a presión absoluta $0.7 + 14.7 = 15.4 \text{ psia}$.

Analizando las dos opciones, con válvulas de venteo convencionales y con válvulas de venteo balanceadas, es recomendable poseer una **MCA** más alta en sistemas que no ventean directamente a la atmosfera, debido a que los componentes de separación, sello y quemado aportan contrapresión al sistema, por lo que se decide usar válvulas de venteo balanceadas, y su costo más elevado es compensado con la disminución de los diámetros de tubería en comparación de las válvulas convencionales.

3.2 Quemadores de gases y vapores de venteo

Un quemador usa la combustión para convertir gases y vapores inflamables, tóxicos o corrosivos a compuestos degradados no contaminantes. En el diseño del quemador intervienen variables.

- ▣➤ Disponibilidad de espacio para su instalación
- ▣➤ Costos de instalación y operación
- ▣➤ Características del gas de quema, composición, cantidad y presión
- ▣➤ Económicos, incluyendo la inversión inicial y los costos de operación
- ▣➤ Relaciones publicas si la instalación se encuentra en zona poblada o río
- ▣➤ Límites de radiación térmica
- ▣➤ Límites de concentración de contaminantes
- ▣➤ Emisión de humo
- ▣➤ Emisión de ruido

Uno de los principales requerimientos en el diseño de un sistema de quemado es la combustión 100% sin humo. La operación sin humo debe ser en todo el rango de flujo de desfogue del quemador.

Para proporcionar la distribución uniforme del aire de combustión, y así prevenir la formación de humo, se requiere de energía para crear turbulencia y mezclar el aire de combustión con el gas a quemar. La energía está presente en los gases, en forma de presión o bien, puede ser suministrada por otros medios, tales como la inyección de vapor de alta presión, aire comprimido o soplado de aire a baja presión a los gases de salida de la boquilla del quemador. Y en casos de gases de venteo poco combustibles se requiere inyección de gas combustible para ayudar al quemador a completar la combustión.

El quemador comúnmente utilizado en los sistemas de venteo es el quemador elevado el cual tiene las características siguientes:

- a. Usado para fluidos en estado gaseoso, tóxicos, corrosivos y combustibles
- b. Gran efectividad de dispersión de los productos de la combustión
- c. Reduce la radiación de calor al nivel de piso
- d. Es apropiado para quemar grandes cantidades de gas

Un quemador debe ser capaz de mantener una flama estable durante el mayor flujo posible, los vapores deben estar libres de líquidos y la formación de humo debe minimizarse con el fin de cumplir con las regulaciones ambientales vigentes.

La velocidad de salida de los gases a quemar no debe ser mayor de 0.5 mach para los máximos flujos, manteniendo una velocidad de 0.2 mach para las condiciones de operación normal para sistemas de venteo de baja presión.

3.2.1 Clasificación de quemadores elevados por su estructura de soporte

La altura del quemador se debe seleccionar con base en la intensidad del calor radiante generado por la combustión de los gases y la distancia a la que el calor es proyectado sobre el nivel del piso en un punto donde el personal pudiera estar realizando operaciones en un momento en específico, por un tiempo dado. Dependiendo de la altura de diseño del quemador así será el diseño de la estructura de soporte, los quemadores elevados de acuerdo a la estructura que los soporta se clasifican en:

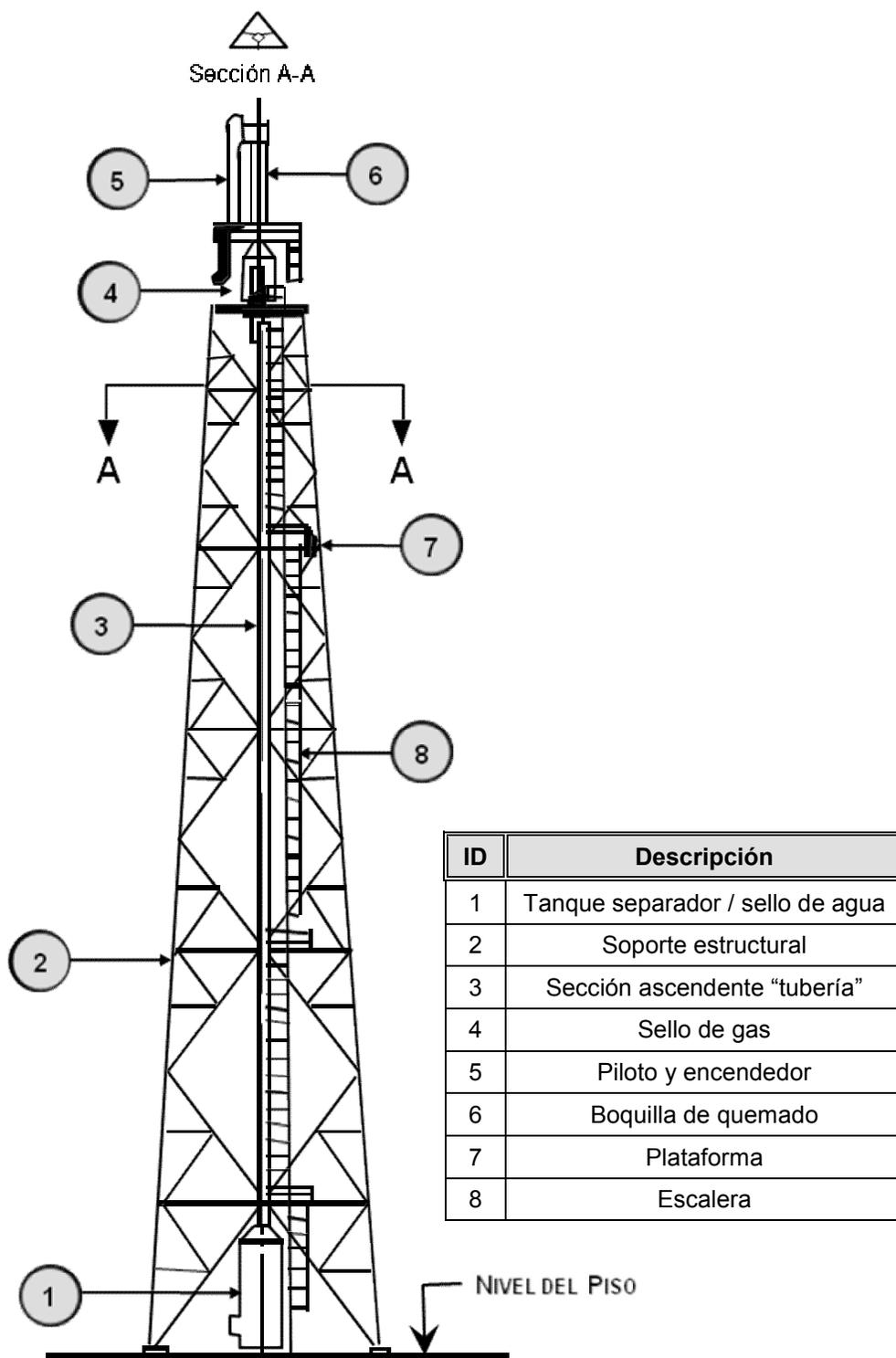
- ▣ Tipo torre
- ▣ Cableado
- ▣ Autosoportado

▣ Quemador tipo torre

El quemador tipo torre es usado para alturas mayores a 46 metros (150.88 pies) y hasta 183 metros (600.24 pies), es ideal para instalarse en lugares donde las distancias disponibles con respecto a otros equipos están limitadas.

Se construye de perfiles estructurales hasta formar una torre, de sección triangular o rectangular, según sea el número de boquillas a soportar. Las características de solidez y resistencia deben proyectarse de manera que soporte dos o tres boquillas de quemado. Tiene la desventaja de que el tamaño de los Arrestallamas a emplear, está limitado por el espacio interno de la estructura. Vea Figura 22.

Figura 22. Quemador tipo torre



▣➡ **Quemador Cableado**

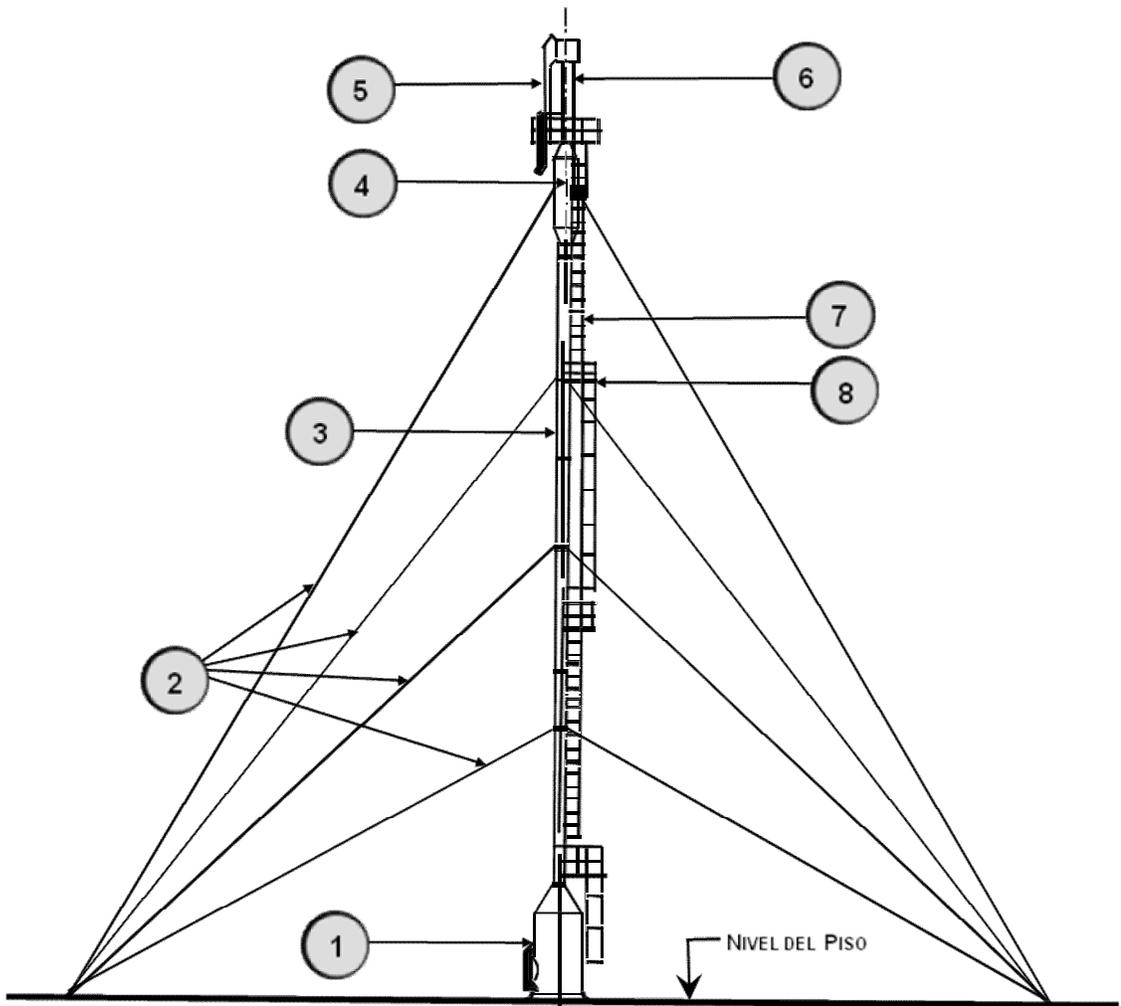
El quemador cableado se debe instalar para alturas mayores a 183 m (600 pies). Se emplea un solo diámetro de tubería hasta la boquilla de quemado sin necesidad de estructura. Se construye equilibrando la tubería con cables o contravientos a fin de soportar los efectos sísmicos, los del viento y los de su propio peso.

Tiene la desventaja de que necesita mucho espacio. Cuando se tienen expansiones térmicas severas, debe tenerse cuidado en la manera de instalar los cables, en el ángulo que formen con la tubería elevada y en el número de cables que se utilicen. Vea Figura 23.

▣➡ **Quemador auto soportado**

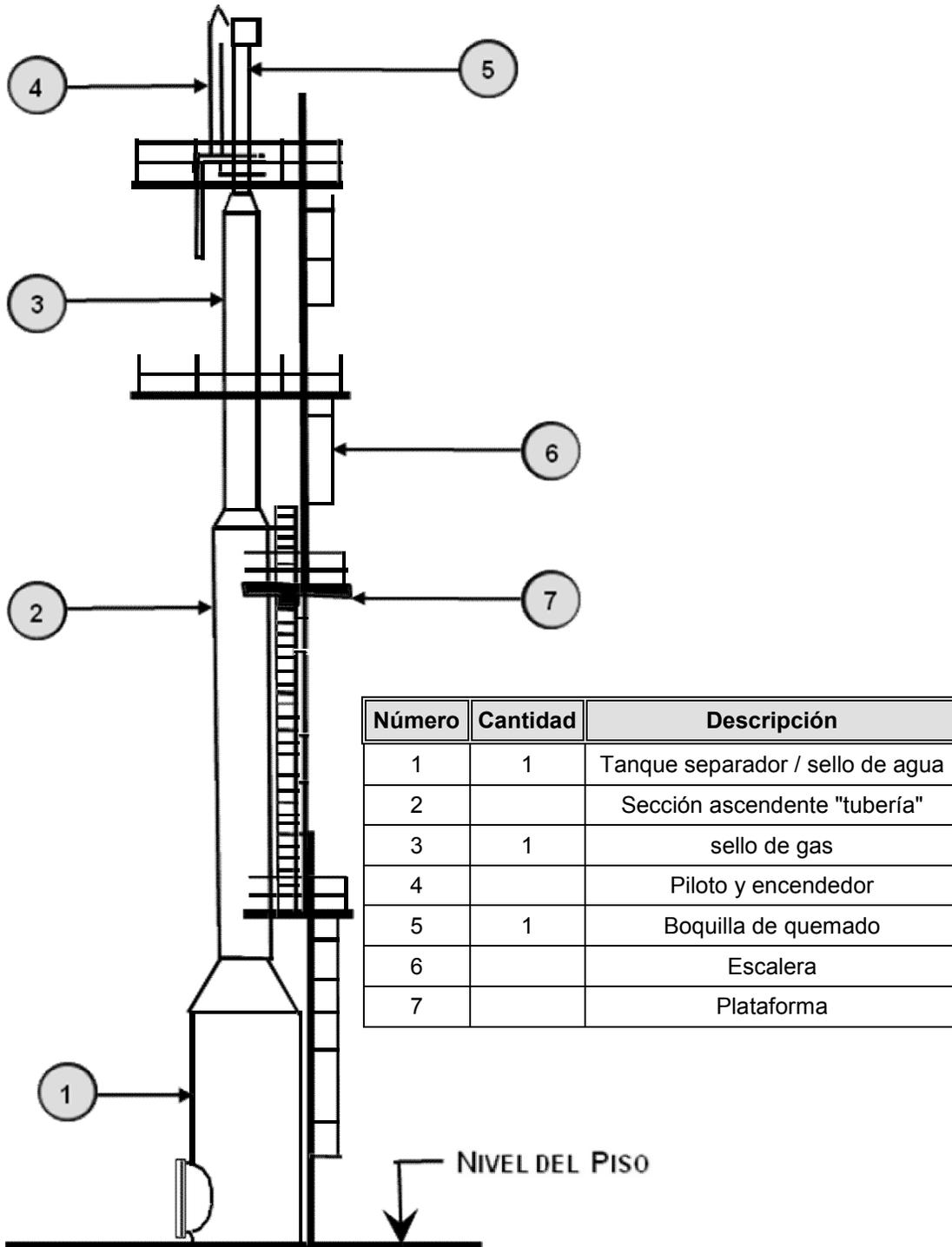
Este tipo de quemador se debe instalar para alturas de 4.5 m (14.76 pies) a 91 m (298.48 pies), se usa principalmente en sistemas que demandan poca altura y espacio. Su construcción se hace uniendo tuberías de mayor a menor diámetro. Generalmente se usan tres diámetros; el mayor se sujeta a un tanque de sello, un tanque separador de líquidos o un arrestallamas. Tiene la desventaja de verse sujeto a oscilaciones rítmicas producidas por el viento y se debe limitar a una altura máxima de 91 m. Además, sólo permite una boquilla de quemado. Vea Figura 24.

Figura 23. Quemador cableado



Número	Cantidad	Descripción
1	1	Tanque separador / sello de agua
2	3 conjuntos	Cables contravientos
3		Sección ascendente "tuberías"
4	1	Sello de gas
5		Piloto
6	1	Boquilla de quemado
7		Escalera
8		Plataforma

Figura 24. Quemador auto soportado



3.2.2 Clasificación de boquillas de quemadores elevados

Los quemadores elevados que sean especificados para áreas sin problema de emisión de humo, utilizan boquillas del tipo convencional, constituidas básicamente por un tubo revestido internamente con material refractario vea la Figura 26. Las boquillas con diámetro hasta 609.6 mm (24"), no deberán llevar recubrimiento interno con material refractario, mientras que para mayores diámetros es necesario incluirlo. Los quemadores que requieren servicios auxiliares, emplean los siguientes tipos de boquillas:

3.2.2.1 Boquilla con eliminación de humo por suministro de vapor de agua

Dependiendo de la forma en cómo el vapor se aporta a la combustión existen las siguientes variantes:

- ▣ Con inyección central de vapor
 - ▣ Con anillo de inyección de vapor
 - ▣ Con una serie de inyectores vapor/aire
 - ▣ Combinaciones de las tres para aplicaciones particulares
-
- ▣ **Con inyección central de vapor**

Se debe tener una línea que regule la cantidad de vapor requerida, situada concéntricamente en el interior de la línea de desfogue o línea principal de la boquilla. El extremo de la línea de vapor está cerrado y tiene orificios múltiples de descarga orientados a un ángulo apropiado para que el vapor sea distribuido uniformemente en toda la zona de la base de la flama, vea Figura 25.

▣➡ **Con anillo de inyección de vapor**

El vapor se debe suministrar a través de una línea que se conecte al anillo múltiple de distribución que tienen las boquillas de inyección con orificios de descarga de 3.175 mm (1/8 pulg) de diámetro e inyectan vapor radialmente hacia la flama, vea Figura 25 y Figura 26.

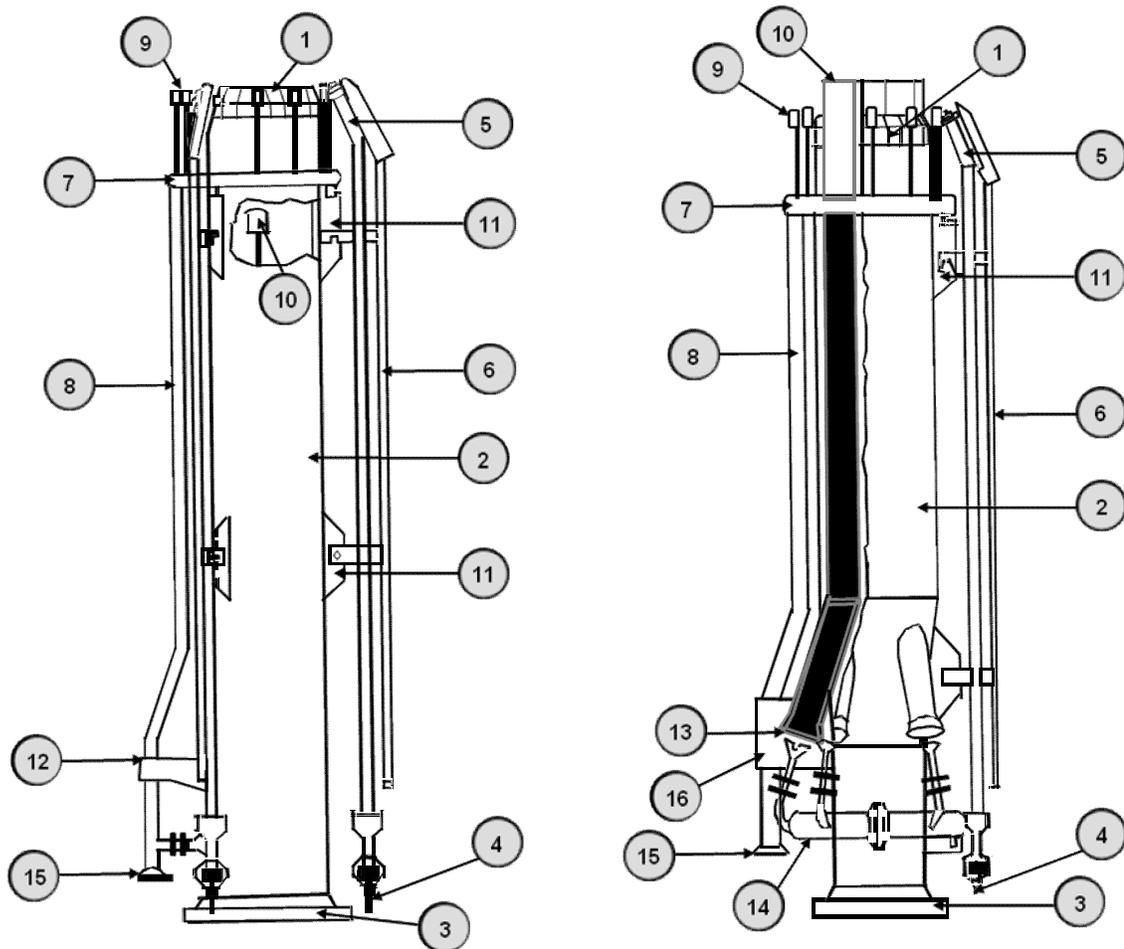
▣➡ **Con inyectores de aire/vapor**

Con una serie de inyectores aire/vapor, se tiene un anillo localizado en la parte inferior de la boquilla del quemador para introducir vapor al interior, por medio de una serie de inyectores vapor/aire, Figura 25.

3.2.2.2 Boquilla con eliminación de humo por suministro de aire

Esta boquilla es alimentada por medio de dos tubos concéntricos, por uno de los cuales fluye el gas y por el otro aire primario. Un ventilador o soplador suministra la cantidad de aire primario que se mezcla con la corriente de gas antes de efectuar la combustión. El ventilador debe ser de velocidad variable y cuando no haya desfogue debe operar siempre a su mínima velocidad, vea Figura 27.

Figura 25. Boquilla de inyección de vapor central, de anillo y de eliminación de humo por medio de inyectores de aire/vapor

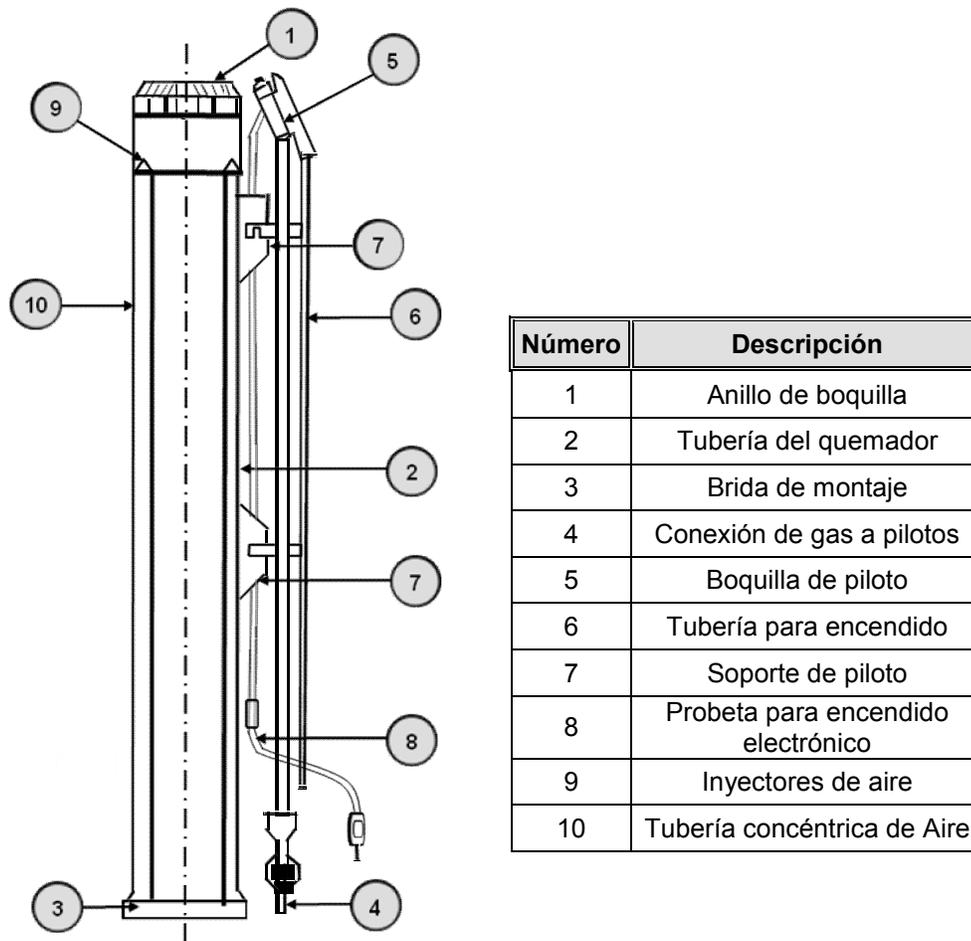


Eliminación de humo por suministro de Inyección de vapor Central y Anillo

Eliminación de humo por medio de Inyectores Aire/Vapor

Número	Descripción	Número	Descripción
1	Anillo de boquilla	10	Boquilla central de vapor (a)
2	Tubería del quemador		Inyección interna de vapor/aire (b)
3	Brida de montaje	11	Soporte de piloto
4	Conexión de gas a pilotos	12	Soporte de tubería de vapor
5	Quemador del piloto	13	Inyector vapor/aire
6	Quemador de encendido	14	Anillo de vapor para suministro
7	Anillo de vapor	15	Conexión de vapor
8	Tubería de vapor Interno	16	Silenciador
9	Boquilla de vapor		

Figura 27. Boquilla de eliminación de humo por suministro de aire



3.2.3 Pilotos para quemadores elevados

Los pilotos ayudan a que se mantenga una flama continua, si por efectos climáticos adversos o una fluctuación del caudal másico de gases de desfogue la flama se extingue, debido a que los pilotos cuentan con un sensor de temperatura para monitoreo de la flama.

Para diámetros grandes de boquilla es necesario cubrir diferentes puntos alrededor del perímetro de la boquilla del quemador para asegurar la ignición de la flama, la cantidad de pilotos será como sigue dependiendo el diámetro de la boquilla, como se presenta en la Tabla XVI:

Tabla XVI. Cantidad de pilotos

Diámetros de boquillas	Número de pilotos correspondientes
304.8 mm (12")	1
355.6 mm (14") a 558.8 mm (22")	2
609.6 mm (24") a 1,524 mm (60")	3
1,676.4 mm (66") a 2,133.6 mm (84")	4

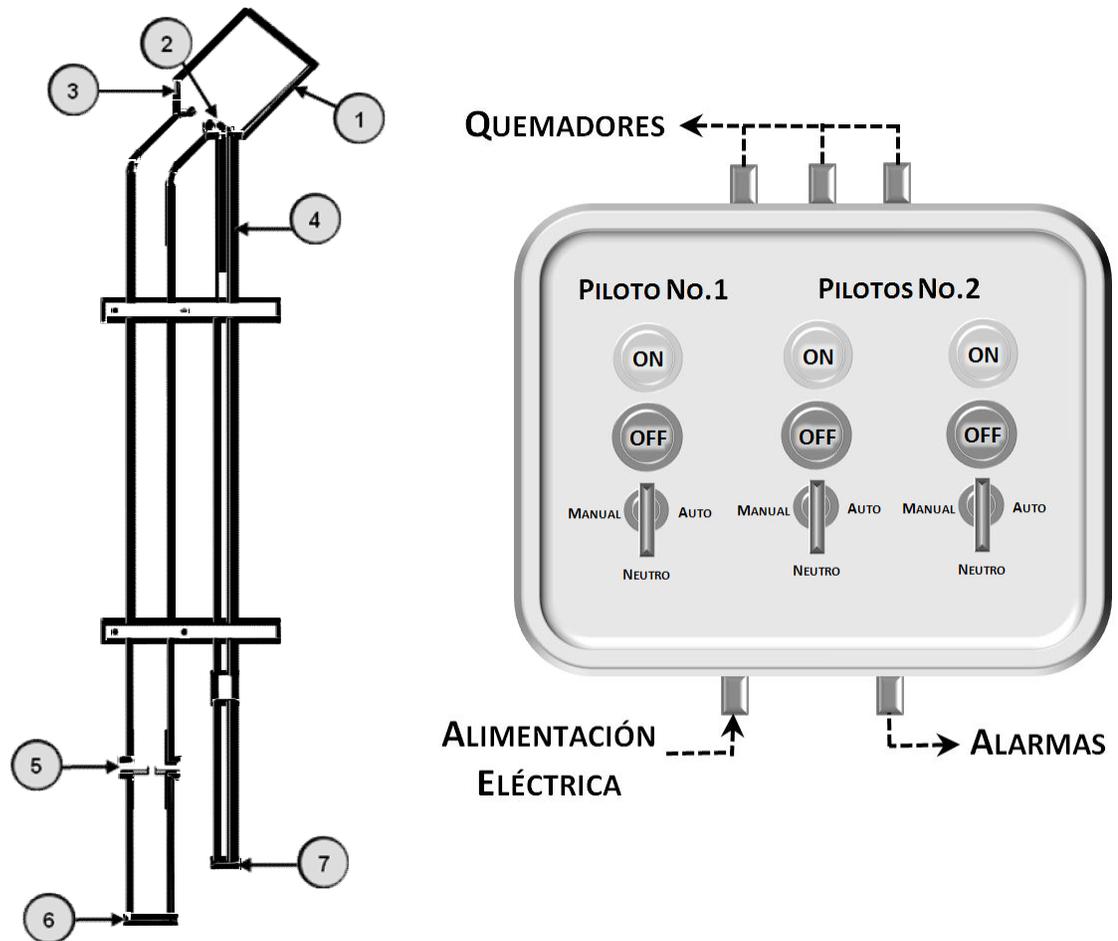
3.2.3.1 Tipos de encendido de pilotos

Los tipos de encendido más utilizados en pilotos son los siguientes:

▣ Sistema de encendido electrónico

El sistema de encendido electrónico es altamente confiable, cuenta con monitoreo del estado de los pilotos por el principio de ionización de flama o con termopar, encendido automático y encendido manual. Cada piloto debe tener controles de encendido y monitoreo independientes, los serán instalados en paneles, uno instalado en el pie del quemador debe de ser a prueba de explosiones y para intemperie, el otro panel se encuentra en la central de mando como se presenta en la figura siguiente.

Figura 28. Piloto con sistema de encendido electrónico

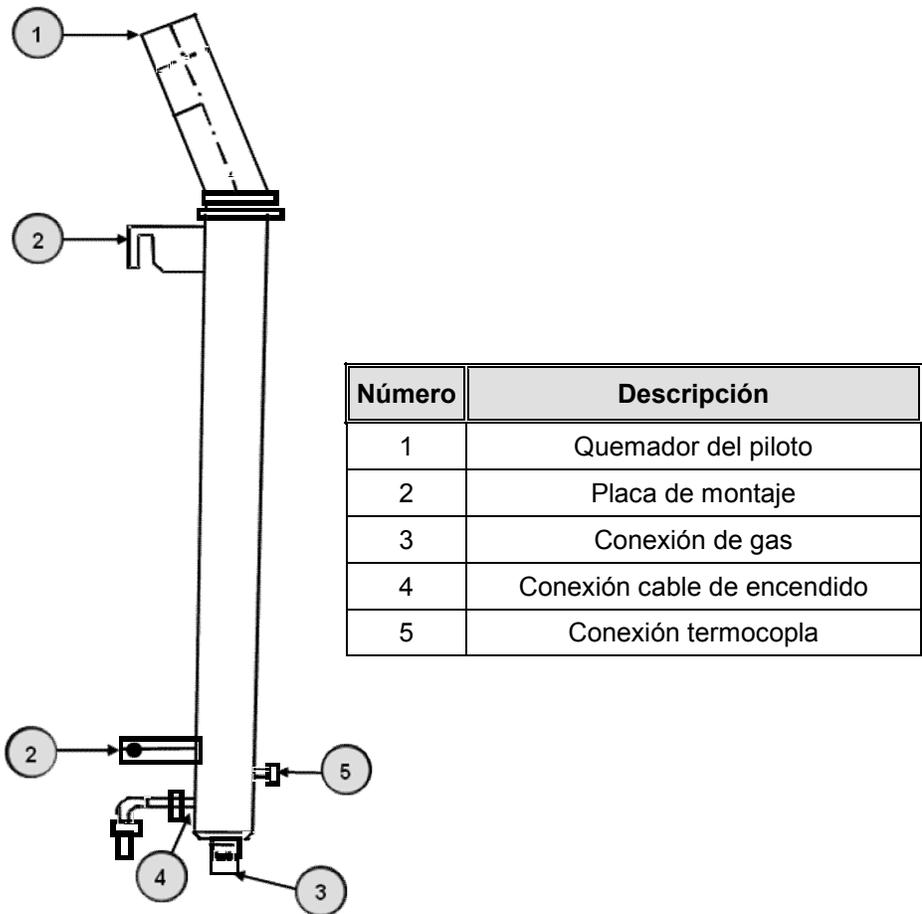


Número	Descripción
1	Quemador del piloto
2	Punto de encendido
3	Entrada de aire secundario
4	Encendedor
5	Entrada de aire
6	Conexión de gas
7	Conexión cable de encendido

► Sistema de encendido eléctrico

El Sistema consta de un ducto para el frente de flama que toma la mezcla aire-gas combustible del tubo de alimentación de gas al piloto y que es encendida por una descarga de corriente directa de alto voltaje, por lo que no requiere de aire comprimido para el encendido. Vea Figura 29.

Figura 29. Piloto con encendido eléctrico de gas



3.2.4 Procedimiento de diseño de quemador

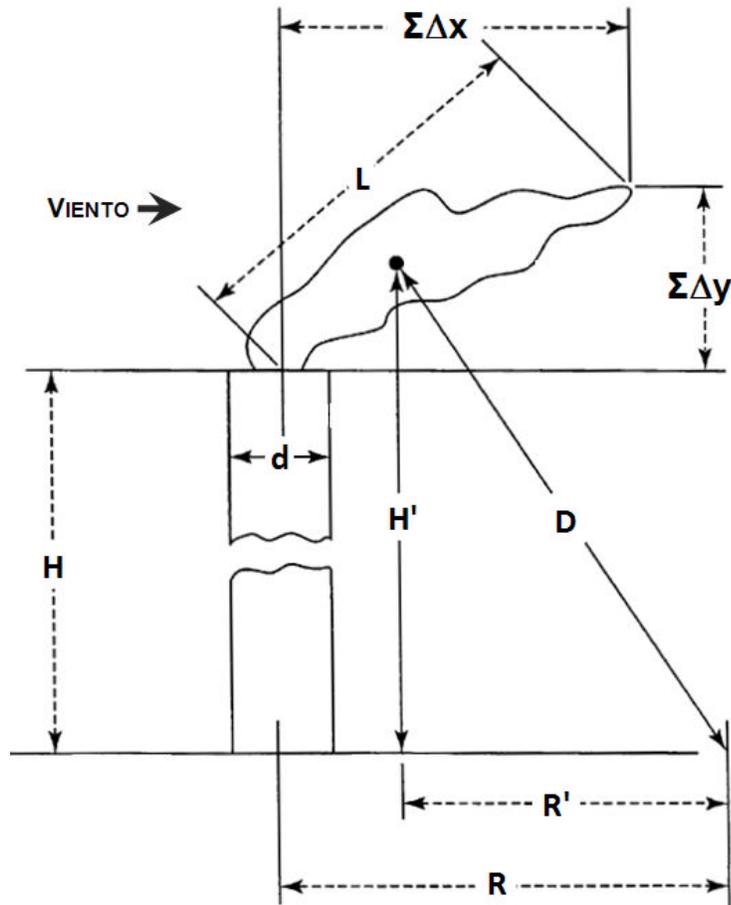
Para el diseño del quemador es importante el nivel de radiación permisible, este está en función del tiempo de exposición del personal; por lo que debe considerarse el tiempo en que tarden las personas de percatarse de una situación de emergencia y el tiempo que requieren para movilizarse.

También debemos de considerar el nivel de ruido, producido en el quemador, como base no debe exceder de 85 db. a nivel de piso para desfuegos frecuentes y no debe exceder de 105 db. a nivel de piso para desfuegos esporádicos.

Además se debe considerar la velocidad del viento para determinar el centro de flama y calcular la distancia a la cual se debe instalar el quemador. Una flama bajo influencia de viento se inclina en la dirección que el viento está soplando. El efecto del viento lateral se muestra en la Figura 30, las cuales relacionan el desplazamiento horizontal y vertical del centro de la flama con la relación de velocidades del viento lateral y de salida de los gases.

En el siguiente procedimiento diseñaremos el diámetro de la boquilla del quemador, la altura de la torre de quema, las dimensiones de la flama en base al nivel de radiación especial de exposición del personal.

Figura 30. Referencias dimensionales del quemador bajo efectos del viento



Paso 1

Datos

W = Caudal másico de vapores y gases de venteo, lb/hr

V_v = Caudal volumétrico de gases y vapores de venteo, pie³/hr

d = Diámetro interno de tubería del quemador

P₂ = presión en la boquilla del quemador, psia

R = Constante específica de los gases, pie/Rankine y mt/Kelvin

g = aceleración de la gravedad, 32 pies/seg²

k = Relación de calores específicos (C_p/C_v)

Z = Factor de compresibilidad del gas

M_w = peso molecular del gas

T = Temperatura absoluta del gas, en grados Rankine

Q_L = Calor de combustión del gas, unidades térmicas británicas por libra

U_∞ = Velocidad del viento de diseño, pies/seg

Paso 2

Diámetro interno de tubería del quemador

Para ello utilizamos la Ecuación 8, que usamos para calcular el número de mach en el cálculo de diámetros de tubería de las redes del sistema de venteo.

Un rango de número de mach recomendable de 0.2 – 0.5.

Ecuación 8. Número mach a la salida

$$M_2 = 1.702 \times 10^{-5} \left(\frac{W}{P_2 d^2} \right) \times \left(\frac{Z T}{k M_w} \right)^{0.5}$$

Donde:

W = Flujo másico, en libras por hora (kilogramos por hora)

Z = Factor de compresibilidad del gas

d = Diámetro interno de la tubería del quemador

T = Temperatura absoluta, en grados Rankine (Kelvin)

M_w = peso molecular del gas

k = Relación de calores específicos (C_p/C_v)

Ahora despejamos para el diámetro **d**:

Ecuación 10. Diámetro de tubería de quemador

$$d = \sqrt{1.702 \times 10^{-5} \left(\frac{W}{P_2 M_2} \right) \times \left(\frac{Z T}{k M_w} \right)^{0.5}}$$

Paso 3

Longitud de flama

Para ello primero calculamos el calor liberado por la combustión de los gases y vapores de venteo.

Ecuación 11. Calor liberado

$$Q = W \times Q_L$$

Donde:

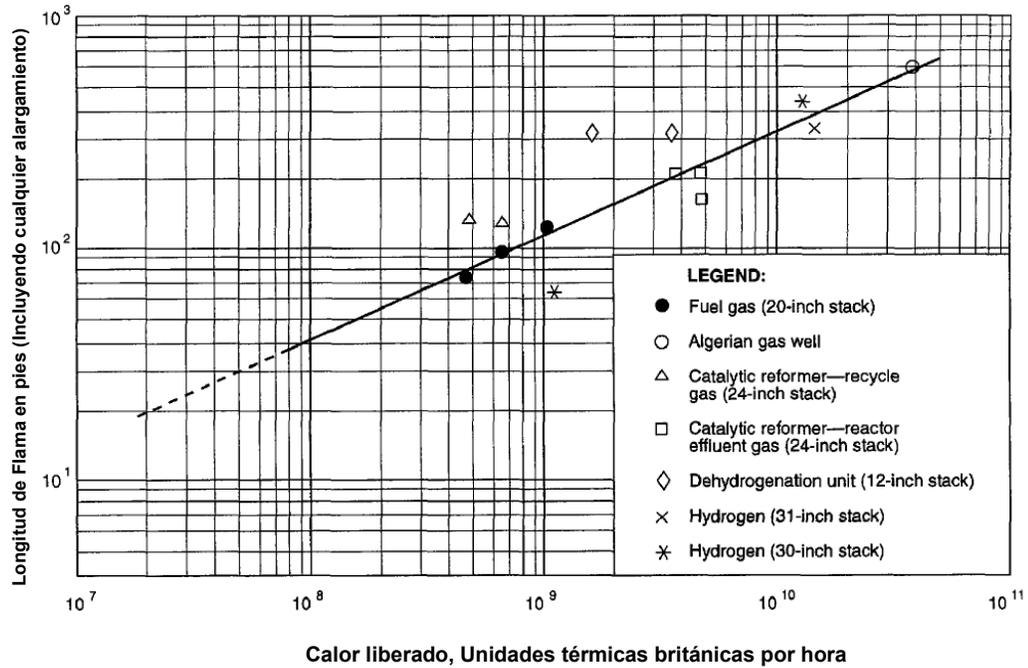
Q = Calor liberado, unidades térmicas británicas por hora

W = Flujo másico, en libras por hora

Q_L = Calor de combustión, unidades térmicas británicas por libra

Con el valor de **Q** encontramos el valor de **L** = 50 pies, en la Figura 31.

Figura 31. Gráfica de longitud de flama y calor liberado



Nota: Múltiples puntos indican observaciones o se asumen diferentes contenidos de calor

Paso 4

Relación de velocidad del viento con la velocidad del gas

Utilizaremos una relación de velocidades que viene dada por:

Ecuación 12. Relación de velocidades

$$\frac{U_{\infty}}{U_j} = \frac{\text{Velocidad del viento}}{\text{Velocidad en la boquilla del quemador}}$$

Donde:

U_{∞} = Velocidad del viento, pies por segundo

U_j = Velocidad de salida en la boquilla del quemador, pies por segundo

Ecuación 13. Velocidad de salida en la boquilla del quemador

$$U_j = \frac{V_v}{(\pi d^2 / 4)}$$

Donde:

V_v = Caudal volumétrico, pies cúbicos por segundo

d = diámetro interno de tubería del quemador, pies

Paso 5

Distancias $\Sigma\Delta x$ - $\Sigma\Delta y$

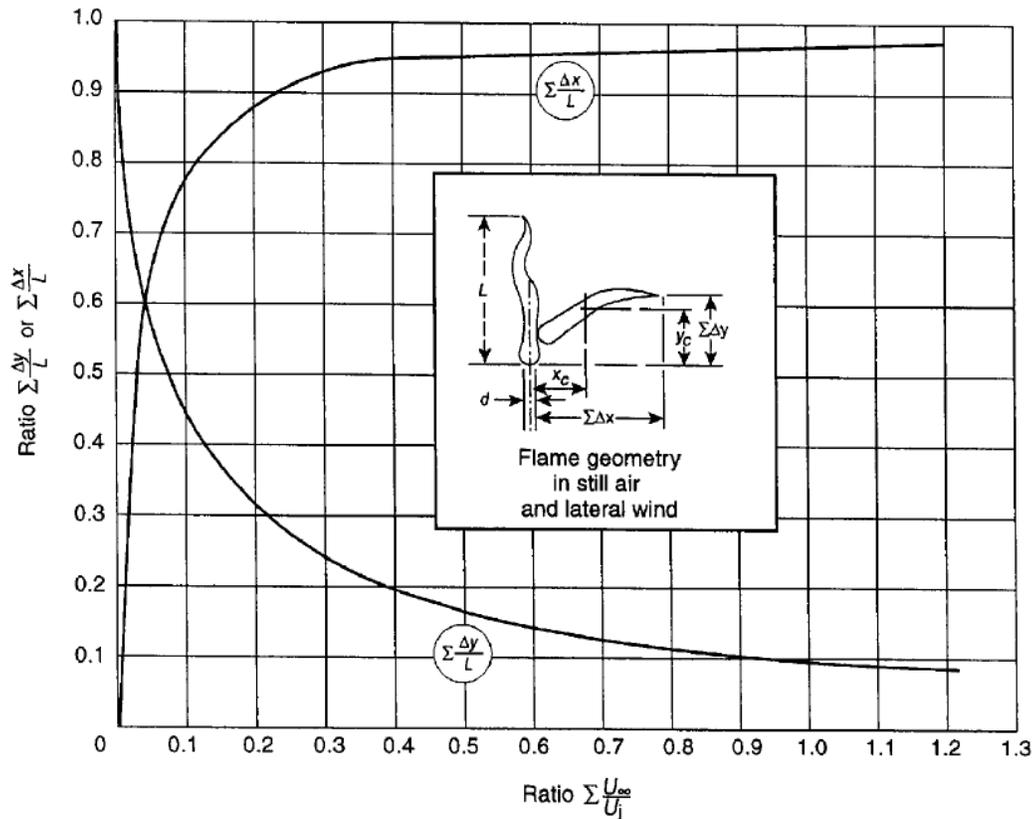
Con el valor de la relación de velocidades U_∞/U_j vamos a la Figura 32 y encontramos los valores de $\Sigma\Delta x/L$ y $\Sigma\Delta y/L$, y con el valor L encontrado anteriormente despejamos y obtenemos $\Sigma\Delta x$ y $\Sigma\Delta y$.

Paso 6

Máxima radiación permisible

El valor de la máxima radiación admisible será representado por K en unidades térmicas británicas por hora por pie cuadrado un sumario de las condiciones que se asocian a los valores de K se encuentran en la Tabla XVII. Seleccionaremos un valor que más se adapte a las condiciones probables de la aplicación.

Figura 32. Gráfica de distorsión de flama



Paso 7

Distancia del centro de la flama a un objeto considerado

Primeramente supondremos un objeto que está situado sobre el suelo a una distancia **D** del centro de la flama del quemador. Y diremos que este objeto estará expuesto al calor radiante de la combustión de los gases y vapores de desfogue, supondremos que la fracción del calor total de la combustión que se convierte en calor radiante es igual a **F** y numéricamente es **0.3**.

La expresión de la distancia del centro de la flama al objeto viene dada en la Ecuación 14:

Ecuación 14. Distancia del centro de flama al objeto considerado

$$D = \sqrt{\frac{F Q}{4 \pi K}}$$

Donde:

D = Distancia mínima desde el centro de la flama hasta el objeto considerado, en pies

F = Fracción de calor radiado

Q = Calor liberado en unidades térmicas británicas por hora

K = Radiación admisible, en unidades térmicas británicas por hora por pie cuadrado.

Tabla XVII. Máxima radiación permisible

K [Btu/hr/pie²]	Condiciones de exposición del personal
5000	Intensidad de calor en las estructuras y en áreas donde no es probable que los operadores están realizando sus deberes y donde el refugio del calor radiante es posible (por ejemplo, detrás del equipo)
3000	El valor del K en diseño del quemador para cualquier ubicación en la que las personas tienen el acceso (por ejemplo, al nivel bajo la torre del quemador o una plataforma de servicio de un torre cercana); la exposición debe ser limitada para unos cuantos segundos, suficiente solo para la evacuación
2000	Intensidad de calor en áreas donde actividades de emergencia de hasta un minuto puede exigirse al personal sin escudos cerca con ropa protectora apropiada
1500	Intensidad de calor en áreas donde actividades de emergencia por varios minutos pueden exigirse al personal sin escudos cerca con ropa apropiada
500	Valor de K en cualquier locación donde el personal con ropa adecuada puede ser continuamente expuesta

Paso 8

Altura de la tubería del quemador

Tomando como base la figura del quemador vertical y todas sus distancias, calcularemos la altura de la tubería del quemador, Figura 30, como referencia de las dimensiones.

Usaremos las siguientes expresiones:

Ecuación 15. Altura desde el centro de la flama al suelo

$$H' = H + 1/2 \Sigma \Delta y$$

Ecuación 16. Distancia horizontal del eje de la tubería del quemador hasta el objeto observado

$$R' = R - 1/2 \Sigma \Delta x$$

Ecuación 17. Relación de Pitágoras del centro de la flama al objeto observado

$$D^2 = R'^2 + H'^2$$

Donde:

H = altura de la tubería del quemador desde el extremo de la boquilla hasta el suelo, pies

H' = altura desde el centro de la flama al suelo, pies

R' = la distancia horizontal del centro de la flama hasta el objeto observado,
pies

R = distancia horizontal del eje de la tubería del quemador hasta el objeto
Observado, pies

3.2.5 Ejemplo de aplicación de procedimiento de diseño de quemador

Para este ejemplo utilizaremos la misma planta de 4 tanques de almacenamiento de gasolina, cabe mencionar que luego del paso del caudal másico por el separador de líquidos el caudal másico total de fluido en la fase gaseosa se ve reducida por la precipitación de los líquidos en el separador, y ese será el caudal que trabajaremos como capacidad para el diseño del quemador.

Paso 1

Datos

W = Caudal Másico de vapores y gases de venteo = 6,618.024 lb/hr

P₂ = presión en la boquilla del quemador = 14.7 psia

k = Relación de calores específicos (C_p/C_v) = 1.06

Z = Factor de compresibilidad del gas = 1

M_w = peso molecular del hexano = 86.18

T = Temperatura absoluta del gas, en grados Rankine = 739.67 R

R = Constante específica del hexano = 9.838 m/K = 17.932 pie/R

g = aceleración de la gravedad, 32 pie/seg²

U_∞ = Velocidad del viento = 29.3 pies/seg (velocidad del viento esperada)

Paso 2

Diámetro interno de tubería del quemador

Para ello utilizamos la Ecuación 10, que es la versión despejada de la Ecuación 8, que usamos para calcular el número de mach en el cálculo de diámetros de tubería de las redes del sistema de venteo. Un rango de número de mach recomendable de 0.2 – 0.5. Usaremos un número de mach 0.2 lo cual significa que es el 20% de la velocidad del sonido que se espera se mueva el fluido a quemar (velocidad del sonido en el aire 1,115.49 pie/seg).

$$d = \sqrt{1.702 \times 10^{-5} \left(\frac{6,918.024}{14.7 \times 0.2} \right) \times \left(\frac{1 \times 739.67}{1.06 \ 86.18} \right)^{0.5}}$$

$$= 0.338 \text{ pies} = 4 \text{ plg}$$

Paso 3

Longitud de flama

Para ello primero calculamos el calor liberado por la combustión de los gases y vapores de venteo con la Ecuación 11.

$$Q = W \times Q_L = 6,918.024 \times 23,000 = 159,114,552 \text{ Btu/hr}$$

Donde:

Q = Calor liberado, unidades térmicas británicas por hora

W = Flujo másico = 6,918.024 lb/hr

Q_L = Calor de combustión = 23,000 Btu/lb

Con el valor de **Q** encontramos el valor de **L** = 50 pies en la Figura 31.

Paso 4

Distorsión en la flama causada por la velocidad del viento

Primero calcularemos la densidad del fluido a las condiciones de salida por la boquilla del quemador, de la fórmula de los gases ideales, en condiciones isotérmicas:

$$\rho_v = \frac{P_2}{RTg} = \frac{101,352.93}{9.838 \times 410.93 \times 9.80665}$$
$$= 2.556472 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0.159595 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

Donde:

$$P_2 = 14.7 \text{ psia} = 101,352.93 \text{ paa}$$

$$R = 9.838 \text{ m/K}$$

$$T = 739.67 \text{ R} = 410.93 \text{ K}$$

Es importante usar los valores en el sistema métrico para calcular la densidad del gas a las condiciones de descarga, luego puede convertir a lb/pie³.

Ahora encontramos el caudal volumétrico:

$$V_v = \frac{W}{\rho_v} = \frac{6,918.024}{0.1592} = 43,454.92 \frac{\text{pies}^3}{\text{hr}} = 12.07 \frac{\text{pies}^3}{\text{seg}}$$

Ahora utilizamos la Ecuación 13 para encontrar la velocidad en la boquilla:

Tomamos **d** calculado en el paso 2

$$U_j = \frac{V_v}{(\pi d^2 / 4)} = \frac{12.07}{(\pi \times 0.338^2 / 4)} = 134.52 \frac{\text{pie}}{\text{seg}}$$

Donde:

V_V = Caudal volumétrico = 12.07 pies cúbicos por segundo

d = diámetro interno de tubería del quemador = 0.338 pies

Ahora sustituimos en Ecuación 12 para encontrar la relación de velocidades:

$$\frac{U_{\infty}}{U_j} = \frac{29.3}{134.52} = 0.2178$$

Donde:

U_{∞} = Velocidad del viento = 29.3 pies/seg

U_j = Velocidad de salida en la boquilla del quemador = 134.52 pies/seg

Paso 5

Distancias $\Sigma\Delta x$ - $\Sigma\Delta y$

Con el valor de la relación de velocidades U_{∞}/U_j vamos a la Figura 32 y encontramos los valores de $\Sigma\Delta x/L$ y $\Sigma\Delta y/L$, y con el valor L encontrado anteriormente despejamos y obtenemos $\Sigma\Delta x$ y $\Sigma\Delta y$.

Buscando para la relación de velocidades **0.2178** en la Figura 32, tenemos que:

$$\Sigma\Delta x / L = 0.8$$

$$\Sigma\Delta y / L = 0.3$$

Con el valor de $L = 50$ pies calculados en el paso 3 tenemos que:

$$\Sigma\Delta x = 40 \text{ pies}$$

$$\Sigma\Delta y = 15 \text{ pies}$$

Paso 6

Máxima radiación permisible

Seleccionaremos un valor que más se adapte a las condiciones probables de la aplicación de la Tabla XVII.

Seleccionamos un factor K para un servicio del personal en las proximidades de la torre de quema, limitado por varios minutos.

$$K = 1,500 \frac{\text{Btu}}{\text{hr x pie}^2}$$

Paso 7

Distancia del centro de la flama a un objeto considerado

La expresión de la distancia del centro de la flama al objeto viene dada de la siguiente manera de la Ecuación 14:

$$D = \sqrt{\frac{F Q}{4\pi K}} = \sqrt{\frac{0.3 \times 159,114,552}{4\pi \times 3000}} = 50.32 \text{ pies}$$

Donde:

F = Fracción de calor radiado = 0.3

Q = Calor liberado = 159,114,552 Btu/hr

K = Radiación admisible = 1500 Btu/hr-pie²

Paso 8

Altura de la tubería del quemador

Tomando como base la figura del quemador vertical y todas sus distancias, calcularemos la altura de la tubería del quemador, Figura 30, como referencia de las dimensiones. Para ello usaremos la Ecuación 15, Ecuación 16 y Ecuación 17.

Sustituimos en la Ecuación 16:

$$R' = R - 1/2 \Sigma \Delta x = 45 - 1/2 \times 40 = 25 \text{ pies}$$

Donde:

R = distancia la distancia horizontal del eje de la tubería del quemador hasta el objeto observado = 45 pies (longitud asumida de la proximidad del operador a la torre de quema).

$\Sigma \Delta x$ = distorsión horizontal de la flama = 40 pies

Ahora utilizamos la ecuación 17 para encontrar **H'**:

$$D^2 = R'^2 + H'^2$$

$$50.32^2 = 25^2 + H'^2$$

$$H' = 43.67 \text{ pies}$$

Donde:

D = Distancia mínima desde el centro de la flama hasta el objeto considerado = 50.32 pies

R' = la distancia horizontal del centro de la flama hasta el objeto observado = 25 pies

Ahora utilizamos la Ecuación 15, para encontrar **H**, la altura de la torre de quema:

$$H' = H + 1/2 \Sigma \Delta y$$

$$43.67 = H + 1/2 \times 15$$

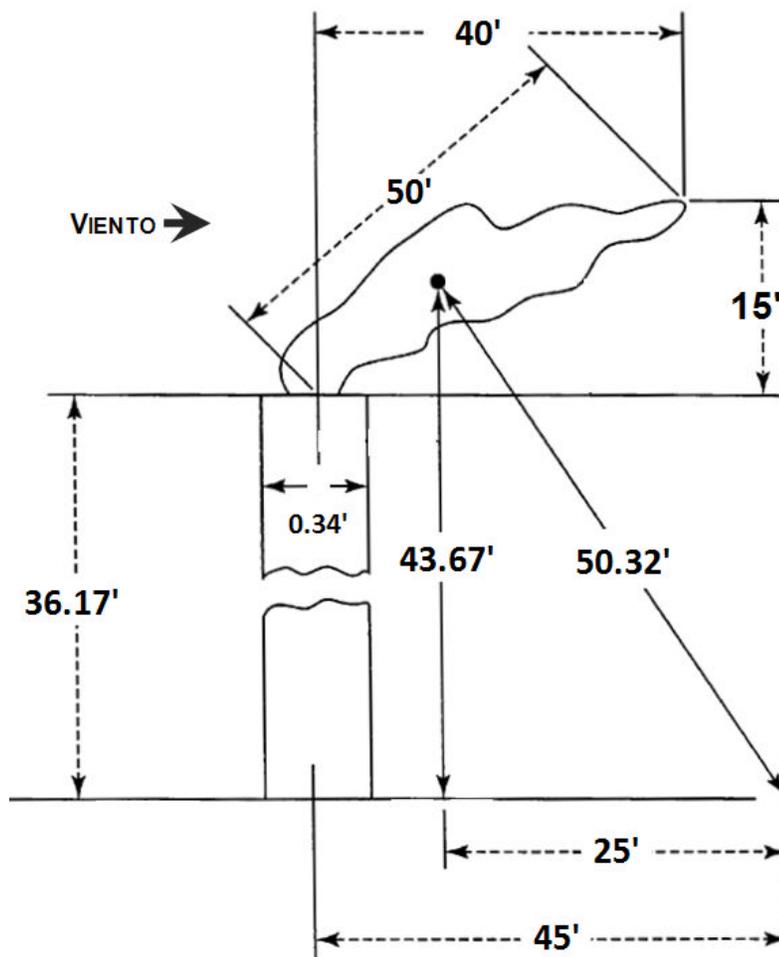
$$H = 36.17 \text{ pies}$$

Donde:

H' = altura desde el centro de la flama al suelo, pies

$\Sigma \Delta y$ = Distorsión vertical de la flama = 15 pies

Figura 33. Referencias dimensionales del quemador bajo efectos del viento, ejemplo de aplicación



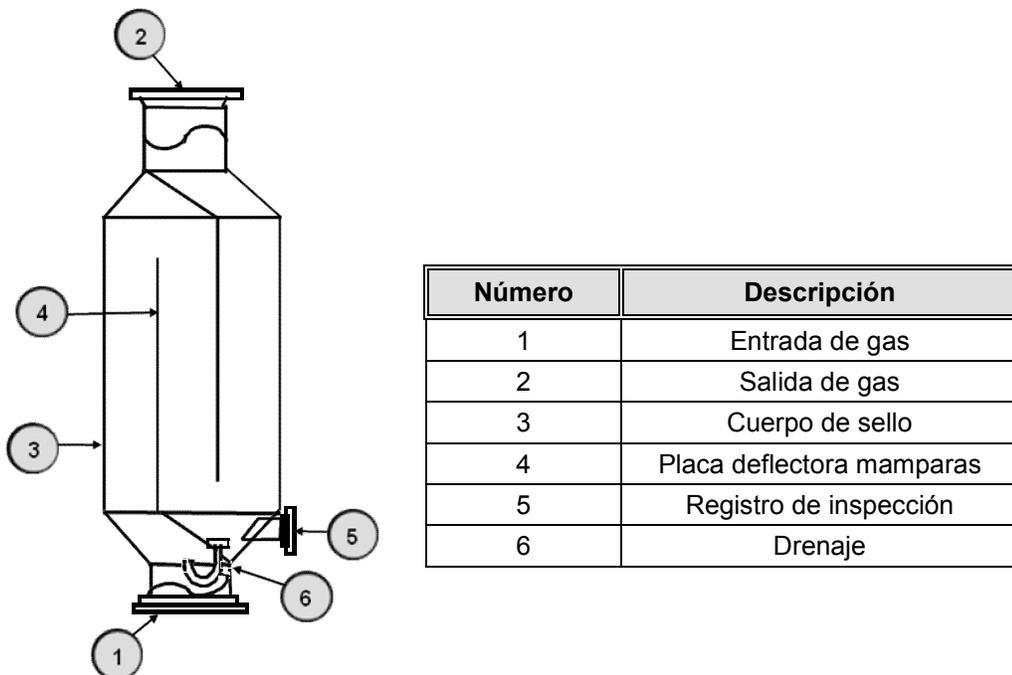
3.3 Recipientes sello

Las funciones de un tanque sello son impedir un retroceso de flama del quemador hacia el cabezal de venteo, impedir el ingreso de aire al cabezal de venteo. Para tal efecto existen varios tipos de recipientes sello utilizados en sistemas de venteo, a continuación se presentan los principales.

3.3.1 Sello tipo laberinto

Utiliza dos deflectores para producir un cambio de 180° en la dirección del flujo de gas evitando con esto la entrada de aire al quemador. En operación normal se requiere un flujo positivo para vencer la difusión en la interface aire/gas. Este tipo de sellos se utiliza frecuentemente para diámetros nominales de 2 a 72 pulgadas, vea Figura 34.

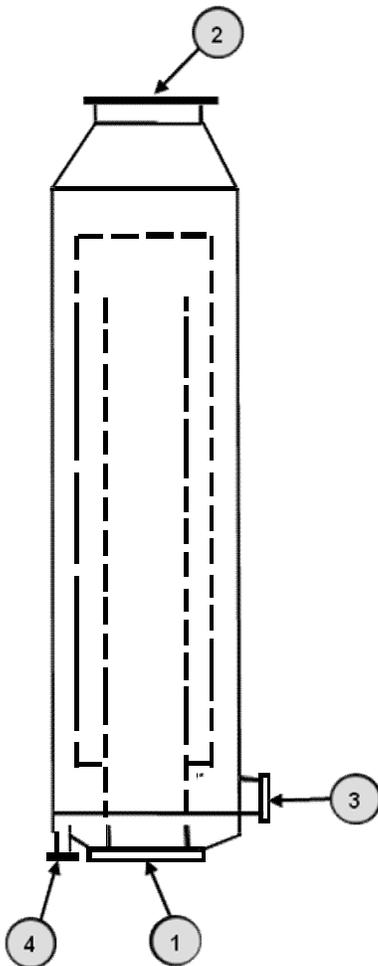
Figura 34. Sello tipo laberinto



3.3.2 Sello molecular

Este tipo de sello utiliza una doble curvatura tipo “U” invertida una hacia la otra, para prevenir el paso de aire al interior del quemador, la tubería .

Figura 35. Sello molecular

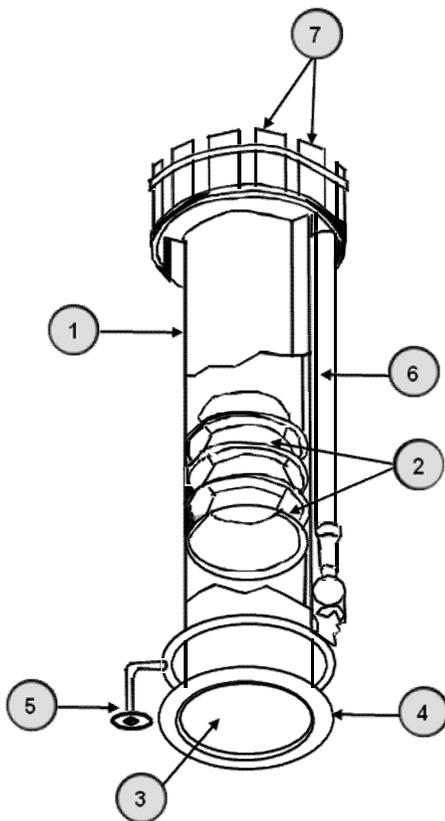


Número	Descripción
1	Entrada de gas
2	Salida de gas
3	Registro de inspección
4	Drenaje

3.3.3 Sello fluídico

Consiste de una serie de baffles o mamparas orientadas de tal forma que la corriente de aire que pueda entrar en la boquilla regrese por las paredes de la misma. El baffle origina que el gas salga por el centro de la boquilla creando un flujo positivo hacia la salida. Este efecto debe ser reforzado por el empleo de un gas de ayuda o gas de purga. El sello fluídico contrarresta las tres causas de entrada de aire al quemador, alta velocidad del viento, oscilación y contracción térmica. Este tipo de sellos se utiliza para diámetros nominales de 2 a 72 pulgadas, vea Figura 36.

Figura 36. Sello fluídico



Número	Descripción
1	Boquilla de quemado
2	Deflectores
3	Entrada de gas
4	Brida de Montaje
5	Conexión de gas combustible
6	Piloto
7	Rompe vientos

3.3.4 Sello líquido

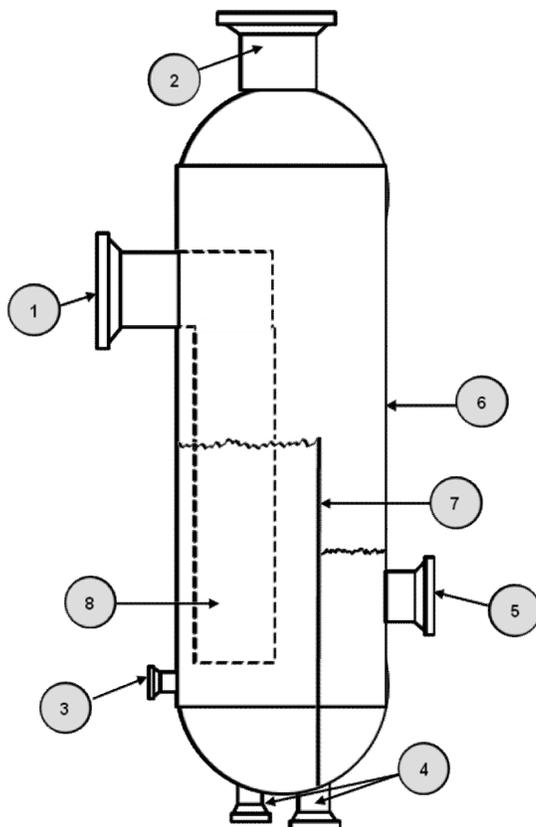
Este equipo es utilizado para evitar el retroceso de la flama, mantener presión positiva para impedir la introducción de aire al cabezal y evitar mezclas explosivas aire-gas en el cabezal de desfogue y para direccional el flujo de gas relevado entre dos o más quemadores.

En algunas situaciones, se tienen condiciones especiales que afectan el tamaño del tanque sello. En una contingencia de un largo flujo de vapor caliente al cabezal de venteo. El vacío creado cuando este vapor se enfría puede empujar suficiente líquido dentro del cabezal que podría quebrar el sello, interrumpiendo de líquido, impidiendo el flujo de vapor hacia el sistema de quemado. Para prevenir que esto ocurra la tubería de entrada será construida como una manga de vacío. La altura total de la manga de entrada al tanque sello será determinada por el máximo vacío esperado, si el tamaño del tanque de sello no es suficiente para la manga será necesario incrementar el tamaño del tanque. Deflectores de remolinos en las salidas de líquidos deberán de ser utilizados. Tuberías de salida de líquidos extendidas dentro del tanque sello para prevenir que se taponen las tuberías por los sedimentos de fondo. Sifón anticongelamiento para el drene normal manual debe de ser utilizado donde el problema de congelamiento exista. Orificios de fondo de 4" a 8" con bridas para limpieza. Los orificios deben de tener acoples en las bridas de 1 ½" NPS o 2" NPS de tamaño de tubería nominal con válvulas en la brida blindada, para un completo drenaje del recipiente.

Las conexiones deben de permitir bloqueo para aislamiento, apertura, limpieza con vapor de agua, venteo y preparación del recipiente para operación.

Muchos tanques sello y tanques separadores de líquidos operan relativamente a bajas presiones. Pero para asegurar que el recipiente no colapse en caso de explosión se sugiere una presión de diseño de 50 psig, en concordancia a las especificaciones del código ASME. Aunque en condiciones de operación normal la presión interna del recipiente nunca excederá los 15 psig para el caso de un tanque de separación de líquidos. En caso de un tanque sello se tendrán presiones desde 0 a 5 psig. Son recomendables conexiones de tubería para pruebas de niveles incluyendo manómetros para monitoreo de condiciones. El sello Líquido es comúnmente utilizado al pie de la base del quemador vea la Figura 37, representativa de un recipiente de sello líquido, posteriormente se presenta el procedimiento de diseño de un tanque sello.

Figura 37. Sello líquido

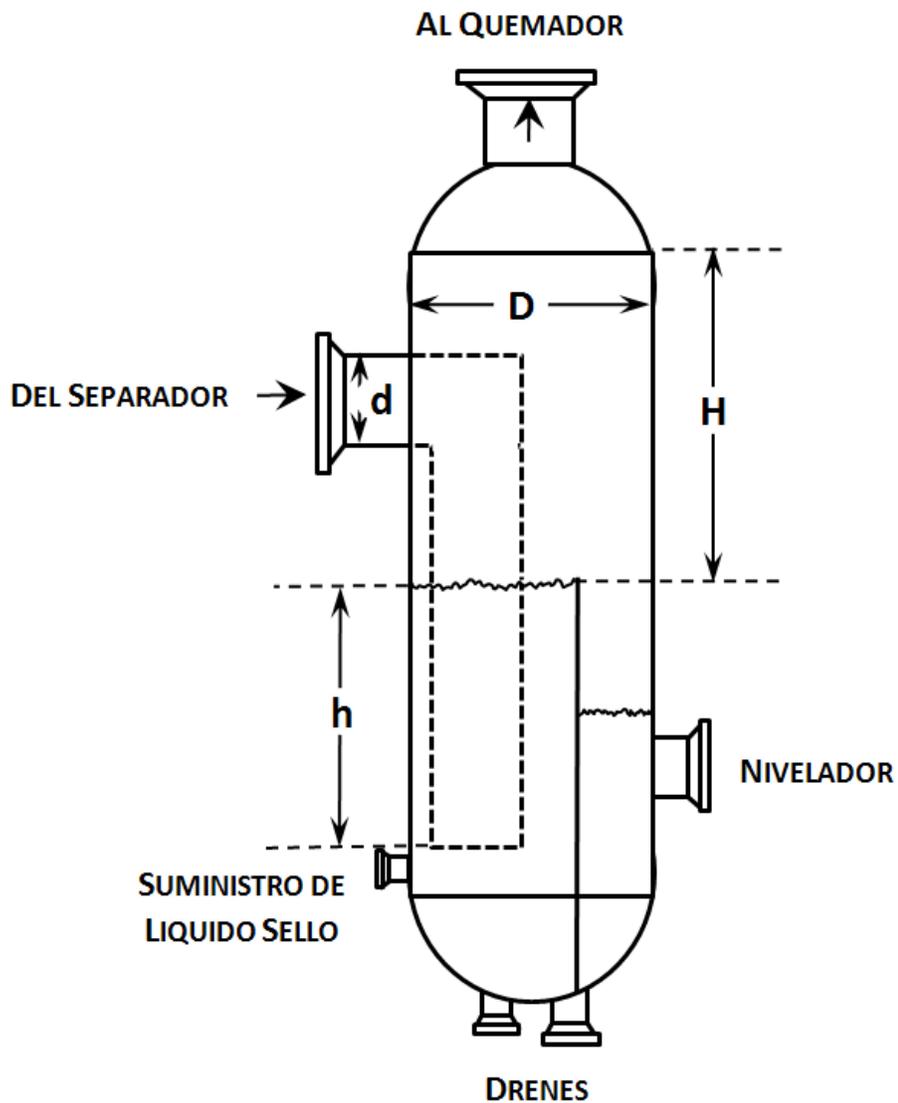


Número	Descripción
1	Entrada de gas
2	Salida de gas
3	Entrada de líquido sello
4	Drenes
5	Conexión dispositivo nivelador de agua
6	Cuerpo del sello
7	Placa deflectora
8	Tubería sumergida

3.3.4.1 Procedimiento de diseño de sello líquido

A continuación se presenta el procedimiento de diseño de un tanque sello vertical, el líquido sello convencionalmente utilizado es el agua, pero en aplicaciones corrosivas existen líquidos sello alternativos. Utilice la Figura 38, para referencias dimensionales.

Figura 38. Referencia dimensional sello líquido



Paso 1

Datos

P_s = Presión de ajuste de válvula de venteo en psig

ρ = Densidad del líquido sello en lb / pie³

d = Diámetro de tubería de entrada en pulgadas

Paso 2

Máxima contrapresión admisible

Para ello seleccionamos la válvula de venteo de menor resistencia a la contrapresión que estará conectada al sistema. Luego multiplicamos el porcentaje de resistencia de contrapresión por la presión de ajuste de la válvula en cuestión. Recuerde que para válvulas convencionales el porcentaje de resistencia a la contrapresión es de **10%** la presión de ajuste, para válvulas balanceadas es del **50 %** de la presión de ajuste y arriba del **50%** de la presión de ajuste para válvulas accionadas con piloto y así obtenemos **MCA** en psig y asignaremos una porción conservadora de la **MCA** la cual será igual a **P** en la Ecuación 18.

Paso 3

Profundidad sumergida

La distancia que se encuentra sumergida la tubería de entrada viene dada de la Ecuación 18 siguiente:

Ecuación 18. Profundidad de tubería sumergida

$$h = \frac{144 P}{\rho}$$

Donde:

h = profundidad sumergida, en pies

P = Fracción de **MCA**, contrapresión de Ajuste, en psig

ρ = Densidad del líquido sello, en libras por pulgada cúbica

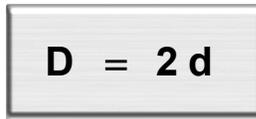
Paso 3

Diámetro interno del tanque Sello

La ecuación es muy simple y es derivada de la siguiente manera tomando un recipiente vertical con área interna igual a $\pi D^2 / 4$ y el área de la sección transversal de la tubería de entrada $\pi d^2 / 4$. El área anular es $(\pi/4) (D^2 - d^2)$. Usando una relación sugerida de 1:3 se deriva la ecuación del diámetro del tanque sello de la siguiente manera simplificando:

$$(D^2 - d^2) = 3d^2 \text{ simplificando } D^2 = 4d^2 \text{ lo que es igual a } D = 2d$$

Ecuación 19. Diámetro interno del tanque sello



The equation $D = 2d$ is presented inside a rectangular box with a double border and a light gray background.

Donde:

D = Diámetro Interno del tanque sello, en pies

d = diámetro Interno de la tubería de entrada de gases y vapores, en pies

Paso 4

Altura del espacio de gases y vapores

La altura, **H** del espacio vapor en un tanque de sello vertical debe ser aproximadamente de 0.5 a 1.0 veces el diámetro **D**, para alejarlo del espacio del sello líquido. Es sugerida una dimensión mínima de 3 pies.

3.3.4.2 Ejemplo de aplicación de procedimiento de diseño de sello líquido

A continuación se presenta un ejemplo de aplicación del procedimiento de diseño de un tanque de sello líquido, utilizaremos el mismo campo de cuatro tanques de gasolina idénticos, con el gas de venteo aproximado al Hexano para simplificación de cálculos.

Paso 1

Datos

P_s = Presión de ajuste de válvula de venteo = 1.5 psig (2.4.2 Ejemplo de aplicación de procedimiento de cálculo de orificio efectivo de descarga)

ρ = Densidad del líquido sello = 62.37 lb / pie³

d = Diámetro de tubería de entrada = 6 pulgadas (3.1.2 Ejemplo de aplicación de procedimiento de cálculo de tubería)

Paso 2

Máxima contrapresión admisible

Como el cálculo de tubería en 3.1.2 lo realizamos para válvulas convencionales y para válvulas balanceadas realizaremos los cálculos para ambos casos.

MCA para válvulas convencionales

Tenemos que la presión de ajuste = $P_s = 1.5$ psig

Entonces **MCA** = 10 % de $P_s = 1.5 \times 0.1 = 0.15$ psig

MCA para válvulas balanceadas

Tenemos que la presión de ajuste = $P_s = 1.5$ psig

Entonces **MCA** = 50 % de $P_s = 1.5 \times 0.5 = 0.75$ psig

Paso 3

Profundidad sumergida

Partiremos de que la máxima profundidad posible a la que la tubería puede estar sumergida es en la que la Ecuación 18, es evaluada con **P = MCA**, pero utilizaremos un criterio conservador de usar la tercera parte del **MCA** como presión de ajuste para el tanque sello, **P = MCA / 3**.

Profundidad sumergida para válvulas convencionales

$$P = \frac{MCA}{3} = \frac{0.15}{3} = 0.05 \text{ psig}$$

$$h = \frac{144 P}{\rho} = \frac{144 \times 0.05}{62.37} = 0.115 \text{ pies} = 1.385 \text{ pulgadas}$$

Profundidad sumergida para válvulas balanceadas

$$P = \frac{MCA}{3} = \frac{0.75}{3} = 0.25 \text{ psig}$$

$$h = \frac{144 P}{\rho} = \frac{144 \times 0.25}{62.37} = 0.577 \text{ pies} = 6.926 \text{ pulgadas}$$

Paso 3

Diámetro interno del tanque sello

Para ello sustituimos en la Ecuación 19, el diámetro de la tubería de entrada al Sello es de 0.5 pies o 6 pulgadas para ambos casos, Válvulas convencionales y válvulas balanceadas.

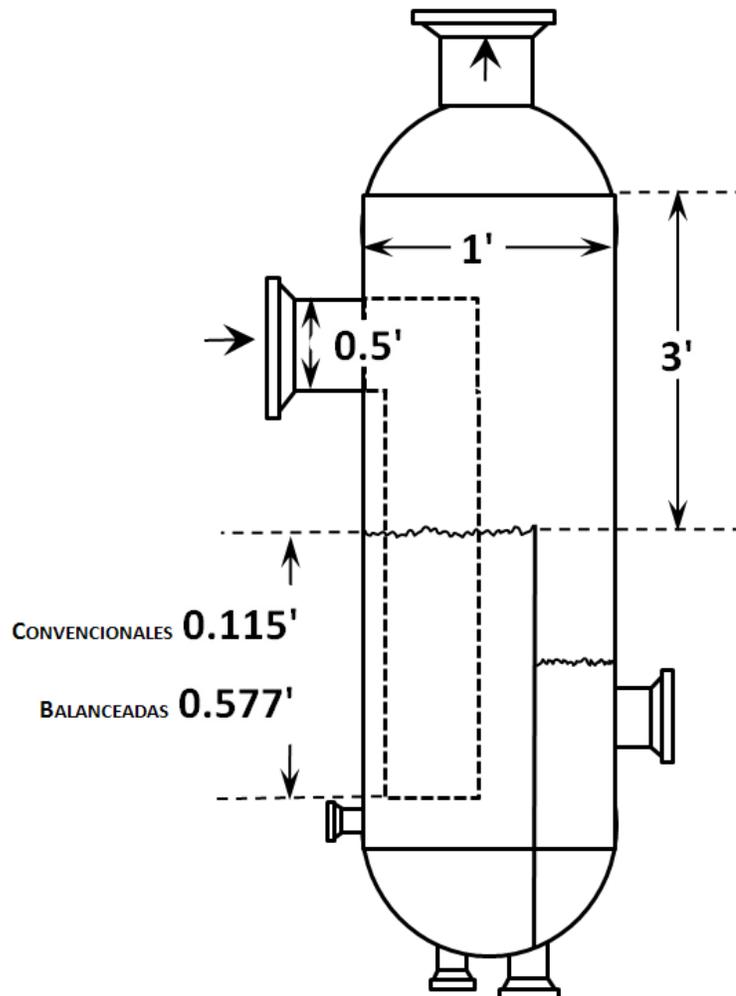
$$D = 2d = 2 \times 0.5 = 1 \text{ pie}$$

Paso 4

Altura del espacio de gases y vapores

La altura, **H** del espacio vapor en un tanque de sello vertical debe ser aproximadamente de 0.5 a 1.0 veces el diámetro **D**, para alejarlo del espacio del sello líquido. Es sugerida una dimensión **H** mínima de 3 pies. El rango para **H** es de 0.5 a 1.0 veces **D**, pero por tratarse de un diámetro muy pequeño tomaremos la dimensión mínima para **H** = 3 pies. Vea Figura 39, con las dimensiones calculadas.

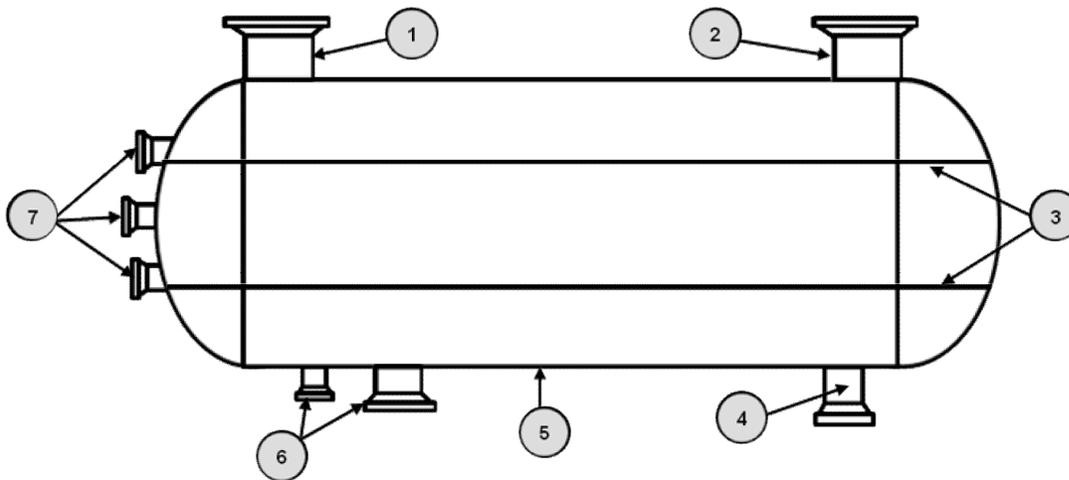
Figura 39. Referencia dimensional sello líquido ejemplo de aplicación



3.4 Tanque separador de líquido

La Instalación de un tanque separador se hace necesaria cuando la corriente de gases y vapores de venteo presenta líquido pero se debe de tomar en cuenta los efectos de pérdida de presión por estos elementos. Los tanques Separadores se basan en disminuir la velocidad de la corriente de gas lo suficiente para que se precipiten las gotas de líquido contenidas de diámetros de entre 300 a 600 micrones. Las partículas de líquido se separan cuando el tiempo de permanencia del vapor o gas sea igual a o mayor, que la velocidad de caída de las partículas en su viaje a través del tanque, además de que la velocidad del gas sea lo suficientemente baja para permitir que descieran esas partículas; la Figura 40, presenta las partes principales de un separador.

Figura 40. Tanque separador



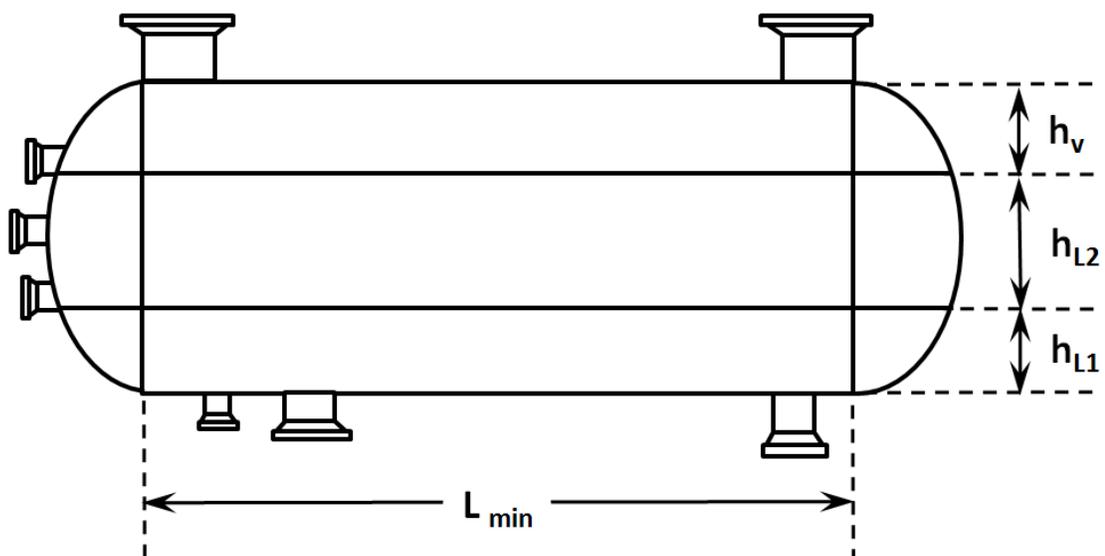
Número	Descripción	Número	Descripción
1	Entrada de gas	5	Cuerpo de separador
2	Salida de gas	6	Drenes
3	Placas deflectoras	7	Controladores de nivel
4	Conexión bomba de vaciado		

3.4.1 Procedimiento de diseño de tanque separador

El diseño de un tanque separador, se realiza de acuerdo al API-RP-521 ó equivalente, es por un procedimiento de prueba y error, variando la longitud y diámetro del tanque. Utilizaremos para referencias dimensionales la Figura 41.

El cálculo de las dimensiones del tanque separador son a prueba y error por medio de iteraciones en donde se varía el diámetro interno del tanque y la Longitud hasta encontrar combinaciones que propicien la suficiente permanencia del flujo de gas dentro del separador para que suceda una precipitación de las gotas de líquido contenidas dentro del gas. En los pasos posteriores se indicaran una serie de fórmulas necesarias para poder construir una hoja de cálculo en donde realizaremos las corridas, en donde encontraremos las diferentes combinaciones de dimensiones del Separador que hagan el trabajo de separación.

Figura 41. Tanque separador referencias dimensionales



Donde:

D_i = Diámetro del separador = h_t = Altura total del espacio ocupado por el líquido y vapor, pies

h_{L1} = Altura del espacio para nivel del líquido mínimo, pies

h_{L2} = Altura del espacio de líquido a un tiempo t , pies

h_v = Altura del espacio para el flujo de vapor, pies

L_{min} = Longitud mínima requerida del tanque, esta dimensión del tanque es la que encontraremos luego de las iteraciones variando la longitud prueba del tanque L , en pies

L = Longitud de prueba del recipiente, pies

Paso 1**Datos**

g = Aceleración de la gravedad en pies/seg²

μ_v = Viscosidad dinámica del gas de venteo en la entrada del separador en centipoises (diagrama de balance de desfogues en 3.1.2).

ρ_L = Densidad del líquido almacenado gasolina en lb/pie³

ρ_v = Densidad del gas en lb/pie³ en condiciones de relevo, de 2.4.2

R_v = Caudal volumétrico a la entrada del separador en pie³/hr, del procedimiento de cálculo de tubería en 3.1.2.

W_v = Caudal másico a la entrada del separador en lb/pie³ de procedimiento de cálculo de tubería 3.1.2.

W_L = Caudal másico de líquido esperado en lb/hr puede realizarse una prueba de laboratorio en estado de equilibrio o será estimado

Paso 2

Diámetro de gotas de líquido

El diámetro de las partículas a separar dependerá del valor económico del líquido y de las características del quemador, el diámetro de partícula seleccionado será D_p de 0.00098425 a 0.0019685 pies (300 a 600 micrones).

Paso 3

Coeficiente C de arrastre

Encontramos $C(Re)^2$ en la Ecuación 20, posteriormente buscamos C en la Figura 42.

Ecuación 20. $C(Re)^2$

$$C(Re)^2 = \frac{0.95 \times 10^8 (\rho_v)(D_p)^3 (\rho_L - \rho_v)}{(\mu_v)^2}$$

Donde:

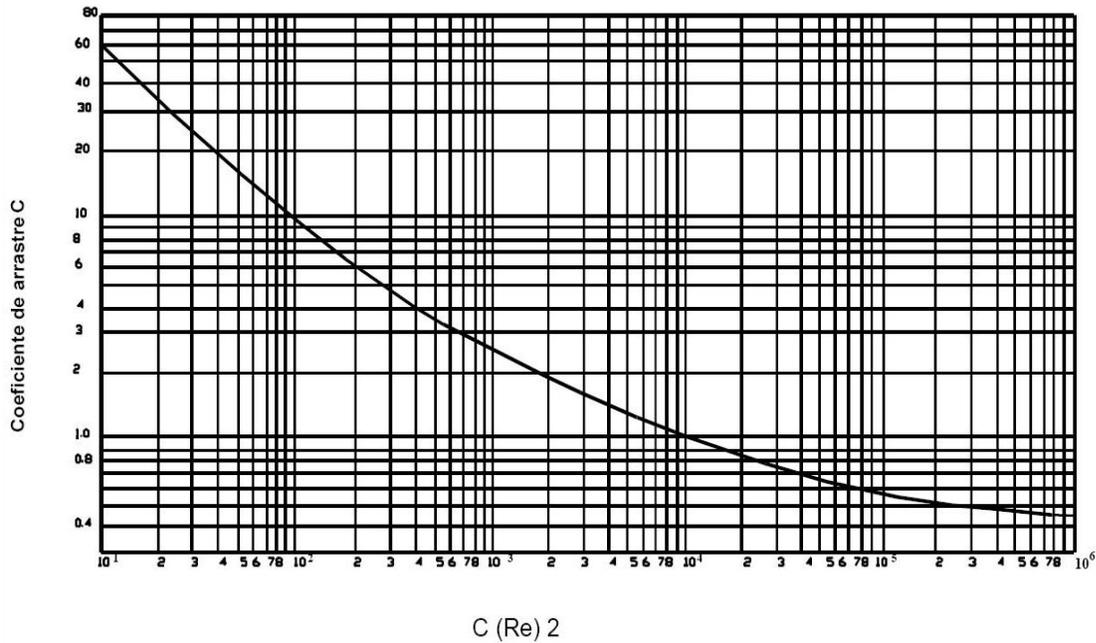
ρ_L = Densidad del líquido almacenado en los tanques lb/pie³

ρ_v = Densidad del gas de venteo en lb/pie³ en condiciones de relevo

μ_v = Viscosidad dinámica del gas de venteo entrada separador en centipoises del diagrama del balance de desfogues en 3.1.1

D_p = Diámetro de partícula en pies del paso 2.

Figura 42. Gráfica de coeficiente C de arrastre



Paso 4

Velocidad de asentamiento de gotas

La velocidad vertical aceptable para separar las gotas de 300 a 600 micrones a través del diámetro del tanque viene dada de la Ecuación 21:

Ecuación 21. Velocidad de asentamiento de gotas

$$U_d = 1.15 \sqrt{\frac{g D_p (\rho_L - \rho_v)}{\rho_v C}}$$

Donde:

ρ_L = Densidad del líquido almacenado en lb/pie³

g = Aceleración de la gravedad en mt/seg²

ρ_v = Densidad del gas en lb/pie³ en condiciones de relevo

D_p = Diámetro de partícula en pies del Paso 2.

C = Coeficiente de arrastre de la Figura 42

Paso 5

Capacidad de almacenamiento del separador

Según sea la necesidad y las características del sistema controlador del nivel del separador de ello dependerá la capacidad de almacenamiento del separador, se recomiendan capacidades de almacenamiento V de 250 a 850 galones (33.42 a 113.63 pies cúbicos).

Paso 6

Área sección circular equivalente a capacidad de almacenamiento

El volumen seleccionado como capacidad de almacenamiento del separador es equivalente a un volumen en el fondo del separador equivalente a un área circular parcial A_{L1} multiplicada por un largo de prueba L , el área de la sección parcial viene dada de la Ecuación 22.

Ecuación 22. Área sección circular equivalente a capacidad de almacenamiento

$$A_{L1} = \frac{V}{L}$$

Donde:

V = es la capacidad de almacenamiento mínima del separador en pies cúbicos

L = Longitud de prueba del separador, en pies

El área de sección circular equivalente a capacidad de almacenamiento representa una altura vertical h_{L1} como se muestra en la Figura 43.

Paso 7

Área sección circular equivalente a contingencia de 20 a 30 minutos

El volumen de líquido que se acumulara en una contingencia que dure de 20 a 30 minutos (0.33 a 0.5 horas) el volumen en la parte media del separador equivalente a un área circular parcial A_{L2} multiplicada por el largo L del tanque separador, el área de la sección parcial viene dada de la Ecuación 23.

Ecuación 23. Área sección circular equivalente a contingencia de 20 a 30 minutos

$$A_{L2} = \frac{W_L}{\rho_L} \times \frac{t}{L}$$

Donde:

ρ_L = Densidad del líquido almacenado en lb/pie³

W_L = Caudal líquido esperado en lb/hr

t = Tiempo de duración de la contingencia en horas

L = Longitud de prueba de tanque separador en pies

El área de la sección circular equivalente a una contingencia de 20 a 30 minutos representa una altura vertical en el separador h_{L2} como se muestra en la Figura 43.

Paso 8

Área total de sección del separador

Se considera un recipiente cilíndrico horizontal con un diámetro interior D y longitud L . Para obtener el área en pies cuadrados de la sección transversal se encuentra con la ecuación 24.

Ecuación 24. Área total de sección circular del separador

$$A_t = \frac{\pi}{4} D_i^2$$

Donde:

D_i = Diámetro interno del tanque separador, lo que es igual a la suma de las alturas h_{L1} , h_{L2} y h_v , en pies

Paso 9

Área del espacio de vapor

El área del espacio de vapor en pies, viene dada de la Ecuación 25, además vea la figura 43 para referencias dimensionales.

Ecuación 25. Área de espacio de vapor

$$A_v = A_t - (A_{L1} + A_{L2})$$

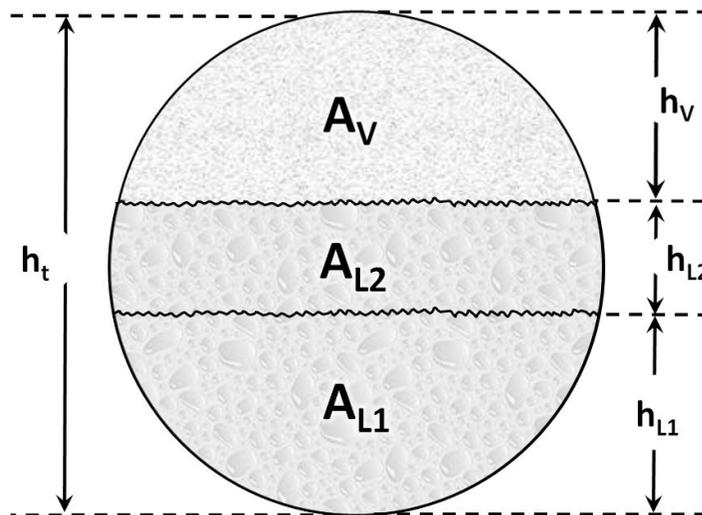
Donde:

A_t = Área total de la sección circular del separador, en pies cuadrados

A_{L1} = Área ocupada por el volumen de capacidad de almacenamiento mínimo del separador

A_{L2} = Área ocupada por el volumen de una contingencia de 20 a 30 minutos del separador

Figura 43. Áreas de sección transversal del separador



Paso 10

Relación de alturas del separador

Las alturas de los espacios ocupados por el líquido y el vapor son calculadas en la ecuación 26. Véase también la Figura 43.

Ecuación 26. Relación de alturas de sección separador

$$h_t = h_{L1} + h_{L2} + h_V$$

Donde:

h_{L1} = altura del espacio para líquido mínimo existente en el recipiente

$h_{L1} + h_{L2}$ = altura del espacio de líquido acumulado

h_V = altura del espacio para el flujo de vapor

Paso 11

Tiempo de caída de las gotas

El tiempo de caída del líquido, en segundos, es determinado en la Ecuación 27:

Ecuación 27. Tiempo de caída de gotas

$$\theta = \frac{h_v}{U_d}$$

Donde:

h_v = Altura del espacio de Vapor en pies

U_d = Velocidad de asentamiento de las gotas en pies/seg

Paso 12

Velocidad de vapor

La velocidad del vapor, en pies por segundo, es determinada de la ecuación 28:

Ecuación 28. Velocidad de vapor

$$U_v = \frac{R_v}{A_v}$$

Donde:

U_v = Velocidad de vapor en pies/seg

R_v = Caudal volumétrico de gas a la entrada del separador pie^3/seg

A_v = Área de vapor en pies cuadrados

Paso 13

Longitud mínima del separador

La longitud requerida del tanque viene de la Ecuación 29.

Ecuación 29. Longitud mínima del separador

$$L_{\min} = U_v \times \theta$$

Paso 14

Relación de altura con diámetro y fracción de área o volumen

Las tablas que a continuación se presentan son una alternativa que facilita iteraciones a diferencia del cálculo integral para el cálculo de las alturas equivalentes a las aéreas A_v , A_{L1} y A_{L2} , reduciéndose a interpolación y del cociente H/D despejamos para H para encontrar las diferentes áreas.

Ejemplo

Supongamos un círculo de diámetro $D = 5$ y el área total es igual a:

$$A_t = \frac{\pi}{4} D_i^2 = \frac{\pi}{4} 5^2 = 19.63$$

Ahora utilizaremos las tablas para encontrar la altura que representa la mitad del área total del círculo, aunque de antemano sabemos que es la mitad del diámetro o sea el radio igualmente lo encontraremos usando las tablas.

$$A = \frac{19.63}{2} = 9.817$$

Ahora calcularemos el porcentaje que representa el área anterior con respecto al área total.

$$\%A = \frac{A}{A_t} = \frac{9.817}{19.63} = 0.5$$

Ahora nos vamos a la Tabla XVIII y buscamos la fracción de área de **0.5** y vemos que le corresponde un cociente **H/D = 0.5** y como conocemos a **D** podemos despejar, **H = 0.5 x D = 0.5 x 5 = 2.5**.

Tabla XVIII. Áreas de sección circular

H/D	Fracción de volumen o área	H/D	Fracción de volumen o área
0,01	0,00169	0,26	0,20660
0,02	0,00477	0,27	0,21784
0,03	0,00874	0,28	0,22921
0,04	0,01342	0,29	0,24070
0,05	0,01869	0,30	0,25231
0,06	0,02450	0,31	0,26348
0,07	0,03077	0,32	0,27587
0,08	0,03748	0,33	0,28779
0,09	0,04458	0,34	0,29981
0,10	0,05204	0,35	0,31192
0,11	0,05985	0,36	0,32410
0,12	0,06797	0,37	0,33636
0,13	0,07639	0,38	0,34869
0,14	0,08509	0,39	0,36108
0,15	0,09406	0,4	0,37353
0,16	0,10327	0,41	0,38603
0,17	0,11273	0,42	0,39858
0,18	0,12240	0,43	0,41116
0,19	0,13229	0,44	0,42379
0,20	0,14238	0,45	0,43644
0,21	0,15266	0,46	0,44912
0,22	0,16312	0,47	0,46182
0,23	0,17375	0,48	0,47454
0,24	0,18455	0,49	0,48727
0,25	0,19550	0,50	0,50000

Continuación

H/D	Fracción de volumen o área	H/D	Fracción de volumen o área
0,51	0,51273	0,76	0,81545
0,52	0,52546	0,77	0,82625
0,53	0,53818	0,78	0,83688
0,54	0,55088	0,79	0,84734
0,55	0,56356	0,80	0,85762
0,56	0,57621	0,81	0,86771
0,57	0,58884	0,82	0,87760
0,58	0,60142	0,83	0,88727
0,59	0,61397	0,84	0,89673
0,60	0,62647	0,85	0,90594
0,61	0,63892	0,86	0,91491
0,62	0,65131	0,87	0,92361
0,63	0,66364	0,88	0,93203
0,64	0,6759	0,89	0,94015
0,65	0,68808	0,9	0,94796
0,66	0,70019	0,91	0,95542
0,67	0,71221	0,92	0,96252
0,68	0,72413	0,93	0,96923
0,69	0,73652	0,94	0,97550
0,70	0,74769	0,95	0,98131
0,71	0,75930	0,96	0,98658
0,72	0,77079	0,97	0,99126
0,73	0,78216	0,98	0,99523
0,74	0,79340	0,99	0,99831
0,75	0,80450	1,00	1,000,000

Paso 15

Hoja de cálculo de L_{\min}

Se procede a construir una hoja de trabajo con las fórmulas citadas en los pasos anteriores y se realizarán iteraciones con corridas, con variaciones en el diámetro de 0.5 pies en 0.5 pies hasta encontrar los largos mínimos. Vea el ejemplo de aplicación del procedimiento de diseño del separador 3.4.2.

3.4.2 Ejemplo de aplicación de procedimiento de diseño de tanque separador

Como en los ejemplos de aplicación de procedimientos utilizaremos el mismo campo de cuatro tanques de almacenamiento de gasolina idénticos, con la aproximación de los gases y vapores de venteo al hexano para simplificar los cálculos.

El cálculo de las dimensiones del tanque separador son a prueba y error por medio de iteraciones en donde se varía el diámetro interno del tanque y la longitud hasta encontrar combinaciones que propicien la suficiente permanencia del flujo de gas dentro del separador para que suceda una precipitación de las gotas de líquido contenidas dentro del gas.

Paso 1

Datos

g = Aceleración de la gravedad = 32 pies/seg²

μ_v = Viscosidad dinámica del gas de venteo en la entrada del separador = 0.03 centipoises (Diagrama de balance de desfogues en 3.1.2).

ρ_L = Densidad del líquido almacenado gasolina = 41.57 lb/pie³

ρ_v = Densidad del gas = 0.1834 lb/pie³ en condiciones de relevo, de 2.4.2

R_v = Caudal volumétrico a la entrada del separador = 51,550.28 pie³/hr, de Procedimiento de cálculo de Tubería 3.1.2

W_v = Caudal másico a la entrada del separador = 9,454.32 lb/pie³ de procedimiento de cálculo de tubería 3.1.2.

W_L = Caudal másico de líquido esperado = 2,836.31 lb/hr puede realizarse una prueba de laboratorio en estado de equilibrio o será estimado.

Paso 2

Diámetro de gotas de líquido

Seleccionaremos un diámetro de partícula D_p = 300 micrones = 0.00098425 pies.

Paso 3

Coeficiente C de arrastre

Encontramos $C(Re)^2$ sustituyendo en la Ecuación 20, posteriormente buscamos C en la Figura 42.

$$\begin{aligned} C(Re)^2 &= \frac{0.95 \times 10^8 (\rho_v)(D_p)^3 (\rho_L - \rho_v)}{(\mu_v)^2} \\ &= \frac{0.95 \times 10^8 (0.1834)(0.000984)^3 (41.57 - 0.1834)}{(0.03)^2} \\ &= 3,053.41 \end{aligned}$$

Donde:

ρ_L = Densidad del líquido almacenado en los tanques = 41.57 lb/pie³

ρ_v = Densidad del gas de venteo = 0.1834 lb/pie³ (en condiciones de relevo).

μ_v = Viscosidad dinámica del gas de venteo en la entrada del separador = 0.03 cp (del diagrama de balance de desfogues en 3.1.2).

D_p = Diámetro de partícula = 0.000984 pies (del Paso 2).

Ahora interpolamos en la Figura 42, para encontrar el valor de C correspondiente a $C(Re)^2 = 3,053.41$ y es un coeficiente de arrastre $C = 1.7$.

Paso 4

Velocidad de asentamiento de gotas

La velocidad vertical aceptable para separar las gotas de 300 micrones a través del diámetro del tanque viene dada sustituyendo en la ecuación 21:

$$U_d = 1.15 \sqrt{\frac{g D_p (\rho_L - \rho_v)}{\rho_v C}}$$
$$= 1.15 \sqrt{\frac{32.2 \times 0.000984 (41.57 - 0.1834)}{0.1834 \times 1.7}} = 2.4 \frac{\text{pies}}{\text{seg}}$$

Donde:

ρ_L = Densidad del líquido almacenado en los tanques = 41.57 lb/pie³

ρ_v = Densidad del gas de venteo = 0.1834 lb/pie³ (en condiciones de relevo).

μ_v = Viscosidad dinámica del gas de venteo en la entrada del separador = 0.03 cp (del diagrama de balance de desfogues en 3.1.2).

D_p = Diámetro de partícula = 0.000984 pies (del Paso 2).

C = Coeficiente de arrastre = 1.7 (del Paso 3).

Paso 5

Capacidad de almacenamiento del separador

Seleccionaremos una capacidad de almacenaje $V = 500$ galones = 66.84 pies cúbicos.

Paso 6

Área sección circular equivalente a capacidad de almacenamiento

Sustituimos en la ecuación 22, tendremos una ecuación para A_{L1} en función del largo asumido del separador L .

$$A_{L1} = \frac{V}{L} = \frac{66.84}{L}$$

Donde:

V = es la capacidad de almacenamiento mínima del deparador = 66.84 pies³

L = Longitud de prueba del separador, en pies (variara en las iteraciones)

Paso 7

Área sección circular equivalente a contingencia de 20 a 30 minutos

Seleccionaremos una capacidad de almacenamiento por contingencia equivalente a 30 minutos, 0.5 horas, sustituiremos en la ecuación 23, tendremos una ecuación para A_{L2} en función del largo asumido del separador L .

$$A_{L2} = \frac{W_L}{\rho_L} \times \frac{t}{L} = \frac{2,836.31}{41.57} \times \frac{0.5}{L} = \frac{34.115}{L}$$

Donde:

ρ_L = Densidad del líquido almacenado = 41.57 lb/pie³

W_L = Caudal líquido esperado = 2,836.31 lb/hr

t = Tiempo de duración de la contingencia = 0.5 horas

L = Longitud de prueba del separador, en pies (variara en la iteraciones)

Paso 8

Área total de sección del separador

Se considera un recipiente cilíndrico horizontal con un diámetro interior D y longitud L . Ingresaremos la ecuación 24 en una hoja de cálculo y variaremos el diámetro en iteraciones, Tabla XIX, columna 2 y columna 4.

Paso 9

Área del espacio de vapor

Encontramos el área del espacio de vapor con la Ecuación 25, además vea la Figura 43, para referencias dimensionales, también vea en la Tabla XIX, las columnas correspondientes a cada una de las variables de la ecuación 25.

Paso 10

Relación de alturas del separador

Empleando el cociente de H/D y las áreas A_t , A_{L1} , A_{L2} y A_v , vamos a la Tabla XIX y encontramos interpolando la altura equivalente para cada una de las fracciones de área como lo explica el paso 13 del procedimiento de cálculo del separador 3.4.1 y para encontrar la altura de vapor emplearemos la relación de alturas de la Ecuación 26.

Paso 11

Tiempo de caída de las gotas

Ingresaremos la Ecuación 27, en la hoja de cálculo y la emplearemos para encontrar el tiempo de caída de las gotas.

Paso 12

Velocidad de vapor

Ingresaremos la Ecuación 28, en la hoja de cálculo y encontraremos la velocidad del vapor.

Paso 13

Longitud mínima del separador

Ingresamos la ecuación 29 a la hoja de cálculo y también una condición que debemos de cumplir $L - L_{\min} \geq 0$, cuando a un diámetro específico D_i variamos L hasta que se cumpla la condición.

Paso 14

Relación de altura con diámetro y fracción de área o volumen

Vea el ejemplo del paso 13 de 3.4.1, para el cálculo de las alturas de secciones y uso de las Tabla 18.

Paso 15

Hoja de cálculo de L_{min}

Se procede a construir una hoja de trabajo con las fórmulas citadas en los pasos anteriores y se realizarán iteraciones en cada una de las corridas, con variaciones en el diámetro de 0.5 pies en 0.5 pies en cada corrida hasta encontrar el largo mínimo. En las Tabla 19 se presentan los cálculos de las dimensiones de los separadores, la hoja de trabajo se compone de 25 columnas. Luego de encontrar los L_{min} para cada una de las corridas procedemos a aplicar los criterios de selección, que son los siguientes; factor económico, factor espacio, factor espacio de vapor (menor disminución de velocidad de vapor, de acuerdo a ello el diseñador escogerá la opción que más se adapte a sus necesidades; en este ejemplo de aplicación elegiremos el factor económico como nuestro parámetro de elección, escogeremos al separador que represente menor cantidad de material el cual es el correspondiente a la corrida número 2 que poseerá las dimensiones ahí calculadas para el diámetro interno D_i y longitud mínima L_{min} .

Tabla XIX. Hoja de cálculo dimensiones de separador

Corrida No.	Diametro asumido (pies) C2 D_i	Longitud asumida (pies) C3 L	Área de Secciones (pies ²)						Porcentajes en relacion al área total %	
			C4 A_t	C5 A_{L1}	C6 A_{L2}	C7 A_v	C8 $A_{L1}+A_{L2}$	C9 A_{L1}	C10 $A_{L1}+A_{L2}$	
1	9.00	9.50	63.617	7.036	3.591	52.990	10.627	11.060	16.704	
2	8.50	10.00	56.745	6.684	3.411	46.650	10.095	11.779	17.791	
3	8.00	14.00	50.265	4.774	2.437	43.054	7.211	9.498	14.346	
4	7.50	15.00	44.179	4.456	2.274	37.448	6.730	10.086	15.234	
5	7.00	16.00	38.485	4.178	2.132	32.175	6.310	10.855	16.395	
6	6.50	17.50	33.183	3.819	1.949	27.414	5.769	11.510	17.385	

Continuación

Cocientes de altura y diámetro separador		Alturas mínima, máxima, de vapor y total (pulgadas)					Tiempo de asentamiento (seg)
C11	C12	C13	C14	C15	C16	C17	C18
h_{L1}/D_i	$(h_{L1}+h_{L2})/D_i$	h_{L1}	h_{L2}	$h_{L1}+h_{L2}$	h_v	h_t	θ
0.17	0.22	18.12	6.04	24.16	83.84	108.00	34.93
0.18	0.23	17.87	5.98	23.85	78.15	102.00	32.56
0.15	0.20	14.50	4.80	19.30	76.70	96.00	42.11
0.16	0.21	14.16	4.71	18.87	71.13	90.00	39.05
0.17	0.22	13.91	4.64	18.55	65.45	84.00	35.93
0.18	0.23	13.72	4.22	17.95	60.05	78.00	32.97

Continuación

Velocidad de vapor (pies/seg)	Longitud requerida del cilindro (pies)	Diferencia longitud asumida y longitud mínima (pies)	Radio asumido (pies)	Área de tapaderas (pies ²)	Área de cascaron (pies ²)	Área superficial total (pies ²)
C19 Uv	C20 L_{min}	C21 $(L-L_{min}) \geq 0$	C22 r	C23 $2 \times \pi \times r^2$	C24 $2 \times \pi \times r \times L_{min}$	C25 Tapaderas + Cascaron
0.27	9.44	0.06	4.50	127.235	266.915	394.149
0.31	10.00	0.00	4.25	113.490	266.902	380.392
0.33	14.00	0.00	4.00	100.531	351.975	452.506
0.38	14.93	0.07	3.75	88.357	351.819	440.176
0.45	15.99	0.01	3.50	76.969	351.698	428.667
0.52	17.22	0.28	3.25	66.366	351.657	418.023

4. LOS BENEFICIOS DE USAR VÁLVULAS DE PRESIÓN Y VACIO

Las válvulas de venteo de presión y vacío además de proteger al tanque de una sobrepresión o sobrevacío también tienen otras ventajas, el capítulo presenta los beneficios adicionales que proporciona el uso de válvulas de presión y vacío, así como información acerca del cálculo de las pérdidas por evaporación y de la publicación de una fórmula que creó el Instituto Americano del Petróleo para poder calcular las pérdidas por evaporación anuales, a continuación haremos una pequeña reseña acerca del origen de la fórmula.

En 1952, el Instituto Americano de Petróleo dedujo la fórmula para determinar las pérdidas por evaporación en los tanques. La ecuación fue formulada como resultado de un total de 256 pruebas individuales a tanques de almacenamiento. De los 256 tanques probados ($\frac{1}{2}$ con venteos abiertos y $\frac{1}{2}$ con válvulas de presión y vacío), solo 178 fueron consideradas válidas el remanente fue eliminado porque contenían datos inadecuados, obviamente métodos de prueba incorrectos y pobres condiciones de tanques, como laqueo en las bridas.

Los factores principales de la fórmula son; los ciclos de llenado y vaciado por año, presión verdadera de vapor del producto, diámetro del tanque en pies, altura promedio del espacio de vapor en pies, el cambio promedio de la temperatura ambiental, y el factor de pintura. Las pruebas fueron realizadas en tanques de almacenamiento de gasolina con válvulas de presión y vacío ajustadas a $\frac{1}{2}$ onza por pulgada cuadrada para presión y $\frac{1}{2}$ onza por pulgada cuadrada para vacío.

Los resultados de las pruebas de los 256 tanques indican que, las pérdidas por evaporación en tanques con capacidad de 55,000 barriles pueden tener pérdidas por evaporación de hasta 2,000 barriles por año si un venteo abierto es instalado en él, y solo 1,382 barriles por año si una válvula de presión y vacío es utilizada, generando un ahorro de 618 barriles por año, todos los años, lo cual conlleva a una deducción que el uso de válvulas de venteo de presión y vacío reducen las pérdidas por evaporación como mínimo en un 30%. Este estudio también generó una nueva palabra clave “ venteo de conservación”. Si usted escucha el término de venteo de conservación, usted sabrá que se refiere a una válvula de venteo de presión y vacío.

Con esta fórmula justificamos aun más la importancia de la utilización de válvulas de venteo de presión y vacío. Más adelante usaremos la fórmula para estimar las pérdidas por evaporación del campo de tanques de gasolina que hemos venido trabajando en el transcurso del presente Trabajo de Graduación.

A continuación presentaremos las funciones y beneficios que conlleva el uso de válvulas de venteo de presión y vacío. Posteriormente trabajaremos en un pequeño procedimiento de cálculo de pérdidas por evaporación, lo que representa a un venteo abierto sin ninguna restricción de respiración del tanque y luego del resultado de las pruebas de los 256 tanques aplicaremos el criterio de que con válvulas de venteo de presión y vacío reduciremos como mínimo en un 30% las pérdidas por evaporación. Con ello veremos el ahorro de barriles por año de líquido almacenado, también usaremos un valor simbólico de barril de gasolina para encontrar el ahorro en dinero por año.

4.1 Protección contra fuego

Protege al tanque de un incendio en caso de rayo o alguna fuente de ignición externa en el orificio de descarga de los gases y vapores de venteo ya que aunque la flama exista la velocidad de los gases de relevo superan la velocidad de la flama por lo que la flama no puede ingresar al tanque, y aunque exista una antorcha de flama temporal en caso de ignición esta se extinguirá por la velocidad de los vapores de relevo. Además elimina la necesidad del uso de Arrestallamas en serie con la válvula de presión y vacío, ya que según se comprueba en estudios realizados por el instituto americano de petróleo solamente se reduciría la capacidad de venteo de la válvula e incrementaría la cantidad de mantenimiento periódico.

4.2 Reducción de corrosión atmosférica del tanque

Minimizando el ingreso de aire libre dentro del tanque dependiendo de la presión de ajuste de la válvula de venteo, se consigue reducir el efecto de la oxidación en las placas internas del tanque de almacenamiento.

4.3 Reducción de pérdidas por evaporación

Esta ventaja en lo particular es de sumo interés ya que la evaporación es una constante y que económicamente representa un gran ahorro reducirlas.

Existen varias causas de evaporación del producto, la pérdida total por evaporación es representada por la sumatoria de todos los tipos de evaporación, a continuación veremos los tipos de pérdidas por evaporación.

4.3.1 Evaporación por respiración

Vapor expulsado del tanque debido a expansión térmica de los vapores existentes, y/o causada por expansión debido a cambios en la presión barométrica, y/o un incremento en la cantidad de vapor debido a la vaporización por la ausencia de cambios de nivel del tanque, excepto cuando son efectos de la ebullición del líquido, son definidas como pérdidas por respiración.

La mayoría de las pérdidas por evaporación ocurren cuando los límites de cambios de volumen o presión en el espacio de vapor son excedidos. Los tanques atmosféricos, de techo fijo, diseñados para unas cuantas pulgadas de presión o vacío, experimentan relativamente muchas más pérdidas que los tanques diseñados con un techo flotante. Afortunadamente la mayor parte de las pérdidas por evaporación pueden ser reducidas por medio del uso de válvulas de venteo de conservación.

4.3.2 Evaporación por llenado

Vapor expulsado del tanque resultado del llenado, independientemente del mecanismo de extracción del líquido, es definido como una pérdida por evaporación.

Durante el llenado, el líquido aumento del nivel de líquido tiende a desplazar los vapores, comprimiendo los vapores e incrementando la presión en el espacio de vapor, hasta que el punto de ajuste de la válvula de venteo es excedido y se abre la válvula de venteo aliviando la sobrepresión en el tanque.

4.3.3 Evaporación por vaciado

Vapor expulsado del tanque luego de que el líquido es removido, es definido como pérdida por vaciado.

4.4 Procedimiento de cálculo de pérdidas por evaporación

Para el cálculo de las pérdidas por evaporación utilizaremos la Ecuación 30, la cual fue propuesta en julio de 1962 y fue reafirmada en agosto de 1987 en el boletín API 2518. Este método fue adoptado e incorporado en la norma AP-42 de la Asociación Americana de Protección Ambiental EPA en el apéndice C de la 4ta. edición en septiembre de 1985. La ecuación es la siguiente:

Ecuación 30. Pérdidas por evaporación

$$L_B = 0.0226 \times M_V \times D^{1.73} \times H^{0.51} \times \Delta T^{0.50} \times F_P \times C \times K_C \times \left(\frac{P}{P_A - P} \right)^{0.68}$$

Donde:

L_B = Pérdida por evaporación, en libras/año.

M_V = Peso molecular del vapor en el tanque

P_A = Presión atmosférica promedio en la ubicación del tanque, en psia

P = Presión verdadera de vapor a condiciones del líquido almacenado, en psia

D = Diámetro del tanque, en pies

H = Altura promedio del espacio de vapor, incluyendo la corrección para el volumen del tanque, en pies

ΔT = Rango promedio de cambio de temperatura diaria en la ubicación del tanque en °F

F_P = Factor de pintura

C = Factor de corrección para tanques con diámetro pequeño, usar C igual a 1 para tanques con diámetros mayores o iguales a 30 pies.

K_C = Factor del producto, usar K_C igual a 0.65 para petróleo crudo y K_C igual a 1 para otros líquidos orgánicos

Paso 1

Datos

P_A = Presión atmosférica promedio en la ubicación del tanque, en psia

D = Diámetro del tanque, en pies

ΔT = Rango promedio de cambio de temperatura diaria en la ubicación del tanque en °F

M_V = Peso molecular del vapor en el tanque

Paso 2

Presión verdadera de vapor

Para encontrar la presión real de vapor P usaremos el ASTM D2889-95a (2000), prueba estándar para el cálculo de la presión verdadera de vapor para destilados de petróleo.

Paso 3

Altura promedio del espacio de vapor H

Es el promedio de la altura sin líquido del tanque, la cual la ocuparan los gases y vapores, se puede encontrar tomando la altura total del tanque y restándole el nivel promedio de líquido anual en el tanque.

Paso 4

Pérdidas por evaporación

Sustituiremos en la Ecuación 30. Luego convertiremos a bbl/año y extraeremos la pérdida usando válvulas de venteo de presión y vacío. Posteriormente realizaremos un pequeño análisis comparativo con valor por barril simbólico.

4.5 Ejemplo de aplicación de procedimiento de cálculo de pérdidas por evaporación

Para el cálculo de las pérdidas por evaporación utilizaremos el campo de cuatro tanques de almacenamiento de gasolina con diámetros **D** = 11 metros y alturas **h** = 5.5 metros. Además diremos que los tanques se encuentran en la costa del país en una zona donde se tiene un cambio de la temperatura promedio $\Delta T = 15$ °F. Que los tanques no poseen recubrimiento de pintura que represente merma significativa en la transferencia de calor, **F_P** = 1. Tendremos una altura promedio del espacio de vapor **H** = 2 metros. También haremos la aproximación del vapor de gasolina al vapor de hexano con un peso molecular **M_V** = 86.17. Utilizaremos un factor de corrección de tamaño de tanque **C** = 1 debido a que el diámetro del tanque es mayor de 30 pies. El factor de producto **K_c** = 1 debido a que no se trata de petróleo crudo.

El cálculo primeramente lo realizaremos para un tanque luego lo multiplicaremos por cuatro y obtendremos la pérdida total por evaporación para los cuatro tanques de almacenamiento de gasolina.

Paso 1

Datos

P_A = Presión atmosférica promedio en la ubicación del tanque = 14.7 psia

D = Diámetro del tanque = 11 metros = 36.11 pies

ΔT = Rango promedio de cambio de temperatura en la ubicación del tanque =
15 °F = 474.67 Rankine

M_v = Peso molecular del vapor en el tanque = 86.17

Paso 2

Presión verdadera de vapor

Para encontrar la presión verdadera de vapor usaremos el ASTM D2889-95a (2000), prueba estándar para el cálculo de la presión verdadera de vapor para destilados de petróleo.

$$P = 11 \text{ psia}$$

Paso 3

Altura promedio del espacio de vapor H

Es el promedio de la altura sin líquido del tanque, la cual la ocuparan los gases y vapores, se puede encontrar tomando la altura total del tanque y restándole el nivel promedio de líquido anual en el tanque.

$$H = 2 \text{ mt} = 6.56 \text{ pies}$$

Paso 4

Pérdidas por evaporación

Sustituiremos en la Ecuación 30:

$$\begin{aligned} L_B &= 0.0226 \times M_v \times D^{1.73} \times H^{0.51} \times \Delta T^{0.50} \times F_p \times C \times K_C \times \left(\frac{P}{P_A - P} \right)^{0.68} \\ &= 0.0226 \times 86.17 \times 36.11^{1.73} \times 6.56^{0.51} \times 474.67^{0.50} \times 1 \times 1 \times 1 \times \left(\frac{11}{14.7 - 11} \right)^{0.68} \\ &= 46,869.44 \frac{\text{lb}}{\text{año}} \end{aligned}$$

Donde:

P_A = Presión atmosférica promedio en la ubicación del tanque = 14.7 psia

P = 11 psia

D = Diámetro del tanque = 11 metros = 36.11 pies

ΔT = Rango promedio de cambio de temperatura en la ubicación del tanque =
15 °F = 474.67 Rankine

M_V = Peso molecular del vapor en el tanque = 86.17

H = Altura promedio del espacio de vapor = 6.56 pies

F_P = Factor de pintura = 1

C = Factor de corrección para tanques con diámetro pequeño = 1

K_C = Factor del producto = 1

Son las pérdidas de producto en lb/año, sin ninguna restricción de presiones internas o sea con venteo abierto; ahora necesitamos saber cuántos barriles perdemos al año y es como sigue:

$$L_B = \frac{46,869.44 \frac{\text{lb}}{\text{año}}}{41.57 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} = 1,127.48 \frac{\text{pie}^3}{\text{año}} = 200.81 \frac{\text{bbl}}{\text{año}}$$

Donde:

ρ = Densidad de la gasolina = 41.57 lb/pie³

Ahora como hicimos mención al inicio del capítulo, la deducción de la Ecuación 30, por el Instituto Americano de Petróleo conlleva a una deducción que el uso de válvulas de venteo de presión y vacío reducen las pérdidas por evaporación como mínimo en un 30%.

$$L_{PSV} = 0.7 \times L_B = 0.7 \times 200.81 \frac{\text{bbl}}{\text{año}} = 140.57 \frac{\text{bbl}}{\text{año}}$$

Para calcular el ahorro en dinero usando válvulas de venteo de presión y vacío multiplicaremos la diferencia de las pérdidas usando venteo abierto y las pérdidas usando válvulas de presión y vacío, y al resultado lo multiplicaremos por un valor simbólico de \$ 40 / barril. De la siguiente manera:

$$\text{Ahorro} = (L_B - L_{PSV}) \times \$ = (200.81 - 140.57) \times 40 = 2,409.60 \frac{\$}{\text{año}}$$

Ahora el ahorro total incluyendo los 4 tanques:

$$\text{Ahorro}_T = 4 \times 2,409.60 \frac{\$}{\text{año}} = 9,638.40 \frac{\$}{\text{año}}$$

Significativamente notable el ahorro de dinero al año, dependiendo del tipo de válvula y la presión de ajuste de las mismas así también variara la cantidad de ahorro.

Con ello finalizamos el diseño de un sistema de venteo, para tanques de petróleo y derivados.

CONCLUSIONES

1. Se establecen los parámetros de diseño de requerimientos de venteo de 1.1 a 1.3 y se establece el procedimiento de cálculo de requerimientos para condiciones normales de operación en 1.3.1 con su respectivo ejemplo de aplicación en 1.3.2, además se establece el procedimiento de cálculo de requerimientos de venteo de emergencia en 1.3.3.2 con su respectivo ejemplo de aplicación en 1.3.3.3.
2. Se establecen los parámetros de selección de tipo de válvula de venteo de 2.1 a 2.3 y se establece el procedimiento de cálculo del orificio efectivo de descarga 2.4.1 con su respectivo ejemplo de aplicación en 2.4.2.
3. Se establecen los parámetros de diseño de tuberías de conducción de gases y vapores de venteo en 3.1 y se establece el procedimiento de cálculo de tuberías en 3.1.1 con su respectivo ejemplo de aplicación en 3.1.2.
4. Se establecen los parámetros de diseño de tanques separadores de líquidos en 3.4 y se establece el procedimiento de diseño de tanque separador en 3.4.1 con su respectivo ejemplo de aplicación en 3.4.2.
5. Se establecen los parámetros de diseño para tanques sello de 3.3 a 3.3.4 y se establece el procedimiento de diseño de Sello líquido en 3.3.4.1 con su respectivo ejemplo de aplicación en 3.3.4.2.
6. Se establecen los parámetros de diseño de quemadores de gases y vapores de 3.2 a 3.2.3.1 y se establece un procedimiento de diseño de quemador en 3.2.4 con su respectivo ejemplo de aplicación en 3.2.5.

7. Se establecen los beneficios de la utilización de válvulas de venteo de presión y vacío de 4. a 4.3.3 y se establece un procedimiento de cálculo de pérdidas por evaporación en 4.4 con su respectivo ejemplo de aplicación en 4.5.

RECOMENDACIONES

1. Se sugiere al Ingeniero de Proceso tomar en cuenta factores de corrección para la MAWP (Máxima Presión Admisible de Trabajo) ya que a través del progreso de la vida útil de los tanques de almacenamiento son necesarios, debido a los efectos de la corrosión y fatiga a los que se ven afectados los materiales, las correcciones serán fundamentadas de acuerdo a pruebas periódicas de los tanques, en concordancia a la norma de diseño y fabricación del mismo, dichos cambios en la MAWP conllevan variaciones en las presiones de ajuste de los dispositivos de Venteo.
2. Es aconsejable seleccionar una marca de válvulas de venteo que sea certificada por la ISO 9001-2000, que estén diseñadas en concordancia con API, ASME y OSHA, también que posean toda la gama de curvas de desempeño y literatura de operación y mantenimiento, además de un stock de repuestos a disponibilidad del cliente.
3. Es responsabilidad del Instrumentista y el usuario del sistema proporcionar un plan de revisión y mantenimiento, con el fin de prevenir los desperfectos que puedan ocurrir, máxime si los vapores y gases de venteo condensan líquidos viscosos, los cuales pueden afectar la operación de los dispositivos de venteo y la integridad de las líneas de venteo.
4. Se recomienda realizar diagramas de balance de desfogues, con especificaciones físicas del fluido de venteo serán de utilidad para consulta en el proceso de diseño para posteriores elementos del Sistema de Venteo.

5. Si su elección es de válvulas de venteo accionadas con piloto asegúrese que el diseño cuente, con la protección automática en caso de fallo del diafragma el venteo quede libre proporcionando al tanque un venteo libre.
6. En caso de exposición al fuego el relevo de emergencia sería proporcionado por la ruptura del tanque en la zona de la junta del techo y pared regular, sin embargo si ocurriese una contingencia de grado intermedio donde se necesite relevo de emergencia y usted quiere proteger la junta del techo y pared regular se recomienda la instalación, de dispositivos de venteo de emergencia, existe una gran gama disponible en el mercado.
7. Se recomienda la utilización de paneles de control y monitoreo de dispositivos de venteo, quemadores, y servicios auxiliares a prueba de explosión y de resistencia a la corrosión e intemperie, para prevenir cualquier falta a la integridad del sistema de venteo.
8. Los anclajes, soportes, abrazaderas, amortiguadores y sujeciones para los segmentos de tubería de venteo o cabezales, son necesarios para prevenir vibraciones, oscilaciones, golpes, flexiones, torsiones del sistema de desfogue, que deben de tomar en cuenta por diseñador para prevenir daños en la integridad del sistema de Venteo.
9. Se sugiere seleccionar los materiales del sistema de venteo en ASME B31 que dependiendo de las características del gas o vapor de relevo usted puede seleccionar la tubería, bridas, pernos, juntas, válvulas, lamina, accesorios, etc.

BIBLIOGRAFÍA

1. API, Recommended Practice 520 Sizing. **Selection, and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries, Part I Sizing and Selection.** Seventh Edition, January 2000.
2. API, Recommended Practice 520 Sizing. **Selection, and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries, Part II Installation.** Fourth Edition, December 1994.
3. API, Recommended Practice 521. **Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems.** Fourth Edition, March 1997.
4. API, Bulletin 2521. **Use of Pressure-Vacuum Vent Valves for Atmospheric Pressure Tanks to Reduce Evaporation Loss.** September 1966
5. API, Publication 2210. **Flame Arresters for Vents of Tanks Storing Petroleum Products.** January 1982, Reaffirmed April 1986.
6. API Standard 2000. **Venting Atmospheric a Low-Pressure Storage Tanks, Nonrefrigerated and Refrigerated.** Fourth Edition, September 1992.
7. API Publication 931. **Manual on Disposal of Refinery Wastes. Volume on Atmospheric Emissions.** Chapter 15 Flares. June 1977.
8. API Recommended Practice 521. **Guía de alivio de presión y sistemas de Despresurización.**
9. API Recomendado Practice 576. **Inspection of Pressure-Relieving Device.**

10. API Bulletin 2118. **Pérdidas por evaporación en tanques de almacenamiento de petróleo.**
11. API Standard 650. **Tanques soldados de acero para almacenamiento de petróleo.**
12. API Recommended Practice 2350. **Protección de sobrellenado para tanques de almacenamiento de petróleo.**
13. ASME B31.3. **Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping.** 1990 edition.
14. EPA-600/2-76-076. **Flare Systems Study.** March 1976.
15. NFPA Publication No. 325 M. **Fire Hazard Properties of Flammable Liquid, Gases and Volatile Solids.**