

2ej
57



**Universidad Nacional Autónoma
de México**

FACULTAD DE QUIMICA

**CALCULO DEL SISTEMA DE DESFOGUE Y DE UN QUEMADOR
PARA UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION
DE GASES LICUADOS DE PETROLEO.**



**EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA**

T E S I S

ARMANDO MEJIA SERRANO

INGENIERO QUIMICO

1 9 8 6



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE GENERAL

	PAG.
Objetivos	5
CAPITULO I	
Introducción	6
CAPITULO II	
Descripción de la Terminal de Almacenamiento y Distribución de Gases Licuados de Petróleo.	9
II.1 Generalidades de la Terminal	9
II.1.1 Función de la Terminal	9
II.1.2 Capacidad de Almacenamiento de la terminal.	9
II.1.3 Especificaciones y condiciones de la alimentación a la terminal.	9
II.1.4 Especificaciones y condiciones de los productos de la terminal.	10
II.1.5 Condiciones climatológicas.	11
II.1.6 Almacenamiento.	12
II.1.7 Localización de la Terminal.	13
II.2 Descripción del Funcionamiento de la Terminal.	14
II.2.1 Operación de Almacenamiento.	14
II.2.2 Operación de Llenado de Autostanque.	14
II.2.3 Operación de Llenado de Cilindros.	15
II.3 Variables de operación y control de la terminal.	18
II.3.1 Flujo.	18
II.3.2 Presión.	18
II.3.3 Temperatura.	19
CAPITULO III	

Generalidades y criterios de diseño sobre Sistemas Desfogue y Quemadores.	20
III.1 Sistemas de Desfogue.	20
III.1.1 Definición.	20
III.1.2 Tipos de Sistemas de Desfogue.	21
III.1.3 Partes de un sistema de desfogue.	22
III.1.4 Factores considerados en la selección del tipo de sistema de desfogue.	23
III.1.5 Dispositivos empleados en sistemas de desfogue.	23
III.1.5.1 Válvulas de Seguridad.	23
III.1.5.2 Discos de ruptura.	25
III.1.6 Causas de sobrepresión y criterios de cálculo de la masa a relevar.	31
III.1.7 Dimensionamiento de válvulas de seguri- dad.	40
III.1.7.1 Presión de ajuste de la válvula.	40
III.1.7.2 Temperatura de relevo.	41
III.1.7.3 Sobrepresión.	42
III.1.7.4 Area de flujo.	43
III.1.7.5 Orificios nominales.	45
III.1.7.6 Boquillas de entrada y salida.	46
III.1.8 Dimensionamiento del cabezal de desfogue.	46
III.1.8.1 Información básica requerida.	46
III.1.8.2 Factores considerados en el diseño del cabezal de desfogue.	47
III.1.8.3 Caída de presión permisible o disponible.	49
III.1.8.4 Secuencia de cálculo del cabezal.	50
III.1.8.5 Métodos de cálculo empleados para la determinación del cabezal de desfogue.	51
III.1.9 Recipiente separador de desfogue.	54

	PAG.
III.1.9.1 Dimensionamiento.	54
III.1.9.2 Metodología para el cálculo de un recipiente horizontal de desfogue.	58
III.2 Quemadores de campo.	60
III.2.1 Definición.	60
III.2.2 Clasificación.	60
III.2.3 Quemadores elevados.	60
III.2.4 Partes principales de un quemador elevado.	61
III.2.4.1 Boquillas.	61
III.2.4.2 Tableros de Ignición y pilotos.	63
III.2.4.3 Sellos de gas.	65
III.2.4.4 Sellos de agua.	67
III.2.4.5 Tanques de separación.	67
III.2.5 Tipos de quemadores elevados.	67
III.2.5.1 Quemador Cableado.	70
III.2.5.2 Quemador tipo torre.	70
III.2.5.3 Quemador autosoportante.	70
III.2.6 Quemadores de piso.	75
III.2.7 Factores que influyen en la selección del tipo de quemador.	78
III.2.8 Criterios generales de diseño para un quemador elevado.	79
III.2.8.1 Información necesaria para el diseño.	79
III.2.8.2 Principales factores considerados en el diseño de un quemador elevado.	79
III.2.8.2.1 Lugar de la combustión.	79
III.2.8.2.2 Propiedades de la combustión.	80
III.2.8.2.3 Radiación de calor.	85
III.2.8.3 Procedimientos de cálculo empleados en el diseño de un quemador elevado.	91
III.2.8.3.1 Método A.P.T.	92

	PÁG.
CAPITULO IV	
Cálculo del Sistema de Desfogue.	97
IV.1 Cálculo de las Válvulas de Seguridad	98
IV.1.1 Información para el cálculo	98
IV.1.2 Cálculo de la masa a relevar	98
IV.1.3 Cálculo del área del orificio de las válvulas de seguridad	99
IV.2 Cálculo de la Tubería de Desfogue.	101
IV.2.1 Método y programa de cálculo	101
IV.2.2 Algoritmo	101
IV.2.3 Datos y resultados	107
CAPITULO V	
Cálculo del Quemador Elevado.	110
V.1 Bases de Diseño para el cálculo del Quemador Elevado	110
V.2 Cálculo de la velocidad sónica de los gases desfogados	110
V.3 Cálculo de la velocidad máxima permisible de los gases desfogados	110
V.4 Cálculo de la velocidad real de flujo volumétrico de los gases desfogados	111
V.5 Cálculo del diámetro del Quemador	111
V.6 Cálculo de la longitud de la flama	111
V.7 Cálculo de la distorsión de la flama por efecto del viento	111
V.8 Cálculo de la distancia requerida desde el centro de la flama a un punto con intensidad de radiación permisible	112
V.9 Cálculo de la altura y localización requerida del quemador	114
CAPITULO VI	
Conclusiones	117
BIBLIOGRAFIA	118

Objetivos

El presente trabajo pretende dar un panorama general de la -- importancia de los sistemas de desfogue en las industrias --- químicas que lo requieran ; basado en la literatura que aparece al final de este trabajo.

Así mismo la estructuración de los capítulos intentan proporcionar al lector un conocimiento fundamental sobre los criterios y procedimientos de cálculo aplicados a los sistemas de desfogue, los cuales fueron extraídos de artículos, cuyos --- autores están íntimamente relacionados con el tema.

CAPITULO I

INTRODUCCION

El quemado es el proceso de combustión, el cuál ha sido el método tradicional para disponer en forma segura de grandes cantidades de gases y vapores flamables e indeseables en la industria del petróleo. Inicialmente la disposición de estos gases se hacia venteándolos directamente a la atmósfera, pero con la llegada del control del medio ambiente, resulta necesario quemar los gases, con el propósito de evitar la contaminación ambiental.

Actualmente el quemado ha atraído la atención de especialistas conocedores de la combustión, se reconoce ahora que la combustión en quemadores elevados ocurre en una flama de difusión turbulenta atravesada por el viento. Dicha flama presenta un número de fascinantes y desafiantes fenómenos para considerarse en el diseño de un quemador, estos son: el efecto del viento sobre la forma y longitud de la flama; su campo de radiación; la formación y disminución de humo y contaminantes gaseosos; la acción del vapor de agua para disminuir la formación de humo; la incompleta combustión de cualquiera de los gases tóxicos relevados hacia el quemador y varios tipos de ruido generados en el quemador, particularmente el ruido de los chorros de vapor de agua inyectado a la flama.

Un cuidadoso análisis de los fenómenos antes citados es requerido para el diseño de sistemas modernos de quemadores, los cuales son generalmente grandes y al mismo tiempo, sujetos a muchas regulaciones estrictas no consideradas en los

primeros diseños. La guía de diseño que se ha desarrollado - a través de los años de experiencia con quemadores pequeños, - puede ser empleada para la estimación de sistemas de quemadores más grandes.

En las plantas de proceso el quemado de los gases relevados - se presenta en dos formas: quemado continuo y quemado de emergencia. El quemado continuo es usado para quemar cantidades - pequeñas de gases de desperdicio durante la operación normal de las unidades de proceso. El proceso de emergencia tiene - lugar cuando volúmenes grandes de líquidos volátiles o gases inflamables han de disponerse en forma segura en una emergencia. Bajo condiciones de emergencia, el flujo a través de un - quemador elevado simple puede ser del orden de 100 Kg/seg -- con una generación de calor de 10^6 MW por unos pocos minutos. En los procesos continuos de quemado el flujo es un por ciento pequeño del proceso de emergencia.

Con el objeto de que el lector tenga una idea general en lo que respecta a los sistemas de desfogue, el presente trabajo intenta proporcionar la información básica requerida para la especificación de las partes que lo integran. Así mismo el - cálculo presentado aquí toma como referencia una terminal de Almacenamiento de Gases Licuados de Petróleo (conocidos comercialmente como L.P.G.) en operación para ejemplificar los conceptos relacionados con los sistemas de desfogue que ---- tienen involucrados un quemador elevado.

Este trabajo está integrado por seis capítulos, el primero - tiene como propósito presentar al lector una visión general de los aspectos más importantes de cada capítulo.

El capítulo II presenta una descripción de las generalidades de la Terminal de Almacenamiento de Gases Licuados de Petróleo

leo, como son la capacidad, composición de los gases licuados de petróleo, condiciones climatológicas y localización de la terminal, breve descripción del diagrama de flujo que se muestra, etc.

En el capítulo III, se mencionan las definiciones, los criterios generales de diseño, así como los procedimientos de cálculo para los sistemas de desfogue y de quemadores, de acuerdo a la literatura que se cita al final de este trabajo.

Tomando como referencia los procedimientos de cálculo citados en el capítulo III, los capítulos IV y V presentan el cálculo del sistema de desfogue (válvulas de seguridad, cabezal de desfogue) y del quemador elevado respectivamente, para la Terminal de Almacenamiento de Gases Licuados de Petróleo.

Por último el capítulo VI, muestra las conclusiones desprendidas del cálculo del sistema de desfogue y del quemador elevado para la terminal con sus características indicadas en el capítulo II.

C A P I T U L O II

DESCRIPCION DE LA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO
Y DISTRIBUCION DE GASES LICUADOS DE PETROLEO

II.1 Generalidades de la Terminal.

II.1.1 Función de la Terminal.

La terminal recibe gases licuados de petróleo de un poliducto, la cual lo almacena en esferas a presión y lo distribuye por medio del llenado de autostanque y cilindros.

II.1.2 Capacidad de Almacenamiento.

La terminal tiene una capacidad de almacenamiento de 40 000-barriles de gases licuados de petróleo. Este almacenamiento se lleva a cabo en dos esferas a presión de 20 000 barriles-cada una. El régimen de llenado de las esferas es de -----
40 Ton/hr.

II.1.3 Especificaciones y Condiciones de la Alimentación a la Terminal de Gases Licuados de Petróleo.

La terminal maneja gases licuados de petróleo de acuerdo a las especificaciones que se indican a continuación:

- a) Las esferas de almacenamiento operan con gas licuado a una presión de vapor máximo de 8.47 Kg/cm² man a 40 °c.
- b) Composición y Propiedades físicas de los gases licuados-alimentados y almacenados.

<u>Composición</u>	<u>% vol</u>
Metano	0.002
Etano	1.102
Propano	51.988
Iso-butano	14.320
N-butano	31.229
Iso-pentano	1.045
N-pentano	0.309
Iso-hexano	0.005
 Peso Molecular	 50.71
Densidad relativa a 15.55 °C	0.5424
Viscosidad a 40 °C	0.0998 cp
Presión de Vapor a 40 °C	8.47 Kg/cm ² Man.

Las condiciones de los gases licuados alimentados es en estado líquido, a $P = 15.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ Man}$ y $T = 40.0 \text{ °C}$ y se recibe -- por tubería.

II.1.4 Especificaciones y Condiciones de los productos.

Las Especificaciones de los productos corresponden a las normas de la alimentación. Ya que el proceso solo consiste en -- recibir gases licuados de petróleo, almacenarlo y distribuirlo. Las condiciones de entrega del gas tanto a los autostan-- que como a los cilindros se hace en estado líquido por medio de manguera a $P = 10.1 \text{ Kg/cm}^2 \text{ Man}$ y $P = 11.0 \text{ Kg/cm}^2 \text{ Man}$ res--- pectivamente, y a una $T = 40 \text{ °C}$ para ambos casos.

Se cuenta con 3 posiciones de llenado de autostanque y 20 --- posiciones de llenado de cilindros.

II.1.5 Condiciones Climatológicas donde se encuentra localizada la Terminal.

Temperatura

Máxima extrema	30°C
Mínima extrema	15°C
Máxima promedio	23°C
Mínima promedio	16.6°C
Promedio	20°C

Atmósfera

Presión Atmosférica	660 mm Hg
Atmósfera corrosiva	NO
Contaminantes	NO

Velocidad y Dirección del Viento.

Viento Reinante	N N E a S S W
Viento Dominante	N E a S W
Velocidad del Viento	10 mph

Humedad Relativa

Máxima	96 %
Mínima	55 %

II.1.6 Almacenamiento

La Terminal cuenta con dos esferas iguales de almacenamiento de gases licuados de petróleo a presión con las características de diseño siguientes:

Esferas de Almacenamiento de Gases Licuados de Petróleo.

Capacidad = 3535 m³

Diámetro = 18.9 m

$P_{operación} = 8.47 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$

$T_{operación} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$

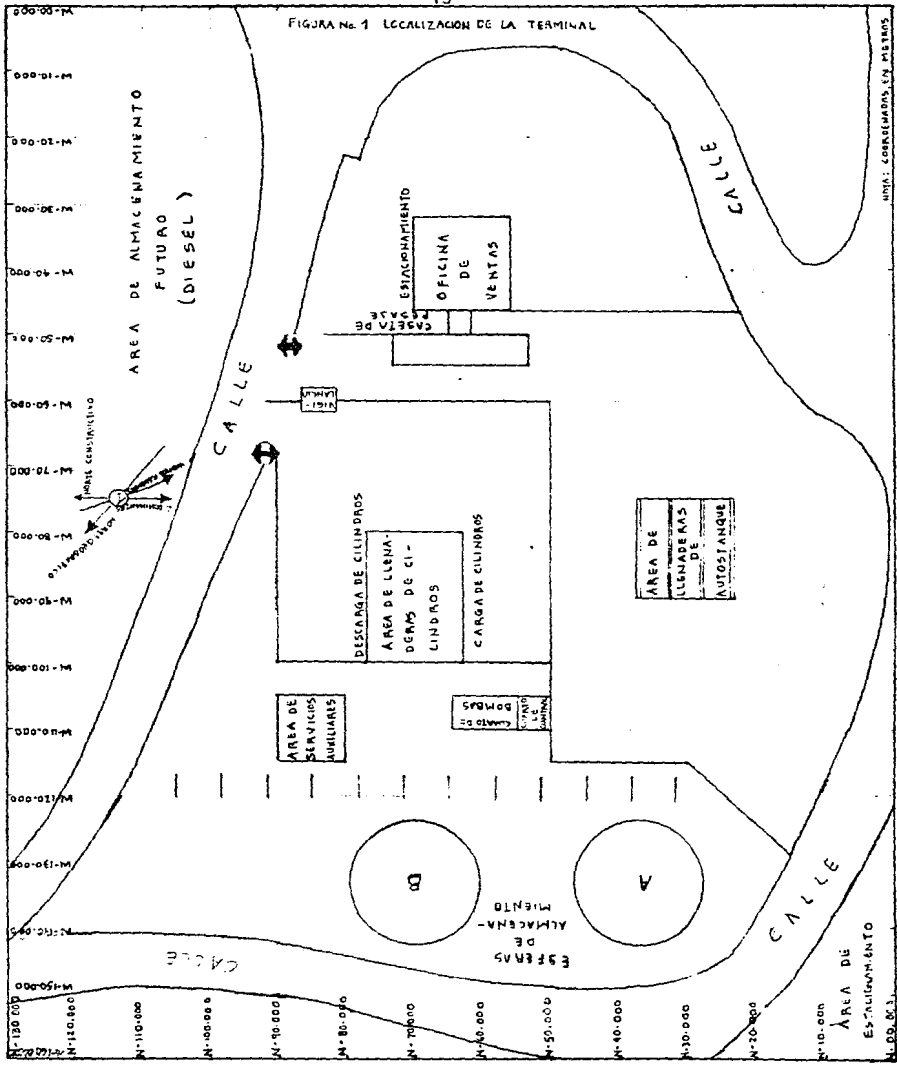
$P_{diseño} = 10.55 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$

$T_{diseño} = 52 \text{ }^\circ\text{C}$

II.1.7 Localización de la Terminal

La figura No. 1 muestra la localización general de los equipos e instalaciones de la Terminal.

FIGURA No. 1 LOCALIZACION DE LA TERMINAL



UNPA: CONSERVACION Y MANTEN

AREA DE ESTACIONAMIENTO

M.D.D. 8.31

II.2 Descripción del Funcionamiento de la Terminal de Gases-Licuidos de Petróleo.

Para su descripción se hace uso del diagrama de flujo que se ilustra en la fig. 2.

La terminal de LPG cuenta con las siguientes operaciones:

II.2.1 Operación de Almacenamiento.

El LPG proveniente del poliducto a $P = 15.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$ y $T = 40 \text{ }^\circ\text{C}$ como máximo, pasa a través del filtro de carga de Gas Licuado de Petróleo con el objeto de eliminar los productos de erosión y corrosión que pudiera traer, posteriormente llega a las esferas de almacenamiento A y B mediante la válvula controladora de presión PIC-01. Siendo las condiciones máximas de operación de almacenamiento para las esferas de $8.47 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$ y $40 \text{ }^\circ\text{C}$.

La operación de llenado de las esferas de almacenamiento no se lleva a cabo simultáneamente con la descarga de las mismas para el llenado de cilindros y autostanque.

II.2.2 Operación de Llenado de Autostanque.

Se cuenta con tres posiciones de llenado de autostanque de 40 000 litros capacidad nominal. Los autostanques se pesan en la báscula de pesado, cuya capacidad es de 60 000 Kg, cuando lleguen vacíos y después de ser llenados hasta el 90 % de su capacidad nominal, de tal manera que por diferencia de pesos se obtenga la cantidad de gases licuados de petróleo que carga el autostanque. Cada posición de llenado cuenta con una línea de carga de LPG y una línea de retorno de vapores. El llenado se lleva a cabo mediante las bombas de llenado de autostanque, las cuales descargan a una presión de $9.75 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$.

El tiempo estimado de llenado de los autostanque es el siguiente:

No. de Autostanque llenados	Tiempo de llenado (min)-
1	30
2	60
3	90

En el momento de llenado del autotanque con el objeto de no permitir que abran las válvulas de seguridad de éste se tiene una línea de retorno de vapores, la cuál entrará en operación cuando la presión en el autotanque sea mayor que la presión en la esfera.

II.2.3 Operación de llenado de cilindros.

La terminal opera con 20 posiciones de llenado de cilindros, a su vez cada posición de llenado cuenta con una báscula de pesado de 500 Kg. de capacidad.

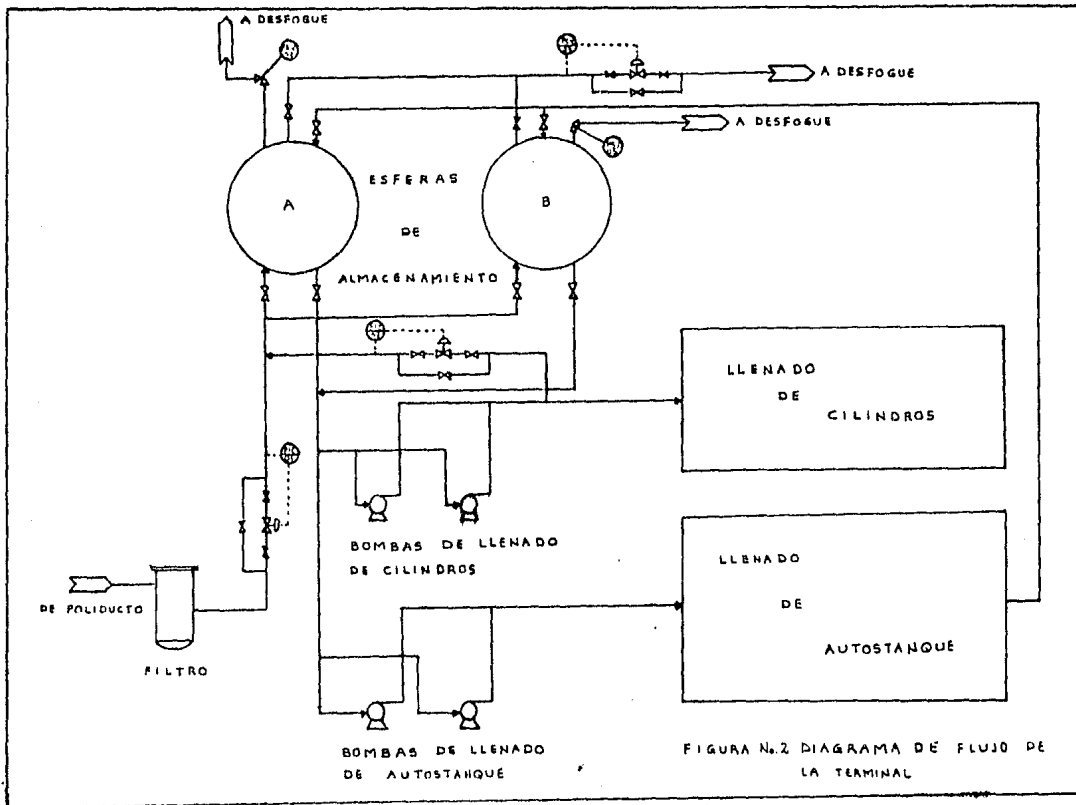
El llenado de los cilindros se realizará mediante las bombas correspondientes a una presión máxima de 11 Kg/cm² man.

Además dicho llenado se hace automáticamente, por lo que las básculas contarán con un dispositivo que cortará el flujo del LPG al cilindro, cuando éste haya recibido la cantidad previamente fijada mediante el ajuste manual de la báscula el cual incluirá el peso del cilindro vacío más la cantidad de gas licuado de petróleo requerido.

El tiempo promedio de llenado es el siguiente:

Capacidad del Cilindro (Kg)	Tiempo (min)
11.34	3
22.68	6
45.36	12

Con el objeto de calibrar y comprobar las mediciones de las básculas de pesado de cilindros, se cuenta con una báscula de 500 Kg para chequeo de cilindros por cada 10 posiciones de llenado.



II.3 Variables de operación y control de la terminal.
ver figura 2 página 17 .

II.3.1 Flujo

La terminal de almacenamiento opera con un flujo de llenado - de 40 000 Kg/hr, la operación se lleva en forma independiente e intermitente, con tiempo aproximado de 40 horas, siendo controlado por la válvula reguladora PIC - 01. Posteriormente -- la operación de descarga se realizará también en forma independiente e intermitente, pudiendo llenar cilindros y autotunques simultáneamente. La cantidad de LPG enviado a cilindros será regulado por un controlador de presión PIC - 02 que permite que el flujo en exceso, no utilizado sea recirculado hacia la esfera de almacenamiento.

II.3.2 Presión.

La presión de operación de las esferas de almacenamiento es - la correspondiente a la presión de vapor del gas que se está manejando siendo a 40 °C de 8.47 Kg/cm² man. Por lo que las - esferas podrán almacenar gas licuado con presiones menores a la antes mencionada.

La presión de la alimentación a las esferas se controla mediante una válvula reguladora de presión FIC - 01.

Con el objeto de evitar una presurización de las esferas especialmente en el llenado de éstas se tiene una válvula reguladora de presión PCV - 03 en la línea de desfogue que opera -- a $P = 9.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$

La presión de diseño de las esferas es de 10.55 Kg/cm² man -- por lo que cada esfera cuenta con su respectiva válvula de -- seguridad PSV - 04 y PSV - 05 para su protección. Las válvulas de seguridad relevan a la presión de diseño de las esferas.

II.3.3 Temperatura.

Debido a que la Temperatura del gas licuado almacenado dependerá de la Temperatura ambiente del lugar, ésta no es -- una variable a controlar, pero deberá tomarse en cuenta que las variaciones de ésta implican cambios en la presión de -- operación del sistema.

C A P I T U L O I I I

GENERALIDADES Y CRITERIOS DE DISEÑO SOBRE SISTEMAS DE DESFOGUE Y DE QUEMADORES.

La seguridad en una planta de proceso es fundamental, por lo que dicha seguridad se debe considerar desde el diseño de la planta hasta la construcción y operación de la misma.

El aumento excesivo de presión es uno de los riesgos que se presentan en una planta de proceso, provocando con ésto --- fracturas y deterioros en los equipos de proceso.

Ya que los equipos de proceso son diseñados para trabajar a una presión máxima, fijada por las características mecánicas del material empleado, el objetivo de un sistema de desfogue es la protección de los equipos y como consecuencia la protección del personal que labora en la planta.

Al aumentar la presión en un equipo de proceso, el sistema de desfogue tiene el propósito de desalojar parte del fluido contenido en el equipo, descargándolo inmediatamente en un sistema de menor presión y posteriormente ser evacuado en -- forma segura.

El sistema de desfogue además de evitar la ruptura de equi-- pos por sobrepresión, reduce los riesgos de incendio, incrementa la seguridad de la planta de proceso, y con esto la -- continuidad de operación de la misma.

III.1 Sistemas de Desfogue.

III.1.1 Definición.

Se llama sistema de desfogue al formado por tuberías y dispositivos de seguridad, los cuáles permiten disminuir un exceso de presión en un equipo, por medio del desplazamiento de una determinada masa de fluido desde el equipo precionado -- hasta un lugar de menor presión en donde se pueda disponer -- de este fluido con toda seguridad.

Otros nombres con los cuales se le conoce al sistema de desfogue son : sistema de relevo, sistema de alivio, y sistema de seguridad.

III.1.2 Tipos de Sistema de Desfogue.

En base a la disposición de la masa de fluido relevado existen tres tipos de sistemas de desfogue:

- a. Sistema Abierto.
- b. Sistema Cerrado.
- c. Sistema de Recuperación.

a. Sistema Abierto.

Recibe este nombre porque al ocurrir el desfogue la masa de fluido relevada se pone en contacto directo con la atmósfera (descarga a la atmósfera).

Este sistema es utilizado cuando la masa de fluido relevada no reacciona químicamente con el aire, no lo contamina y --- además no forma mezclas explosivas con el mismo.

Ejemplos donde es utilizado este sistema: es cuando el fluido relevado sea aire comprimido, vapor de agua, gases no --- inflamables y no contaminantes.

b. Sistema Cerrado.

Si el fluido relevado es peligroso y por lo tanto no debe ponerse en contacto con la atmósfera, éste es conducido a un sistema cerrado, el cuál consiste de cabezal y ramales de tubería, los que están integrados a la descarga de los dispositivos de relevo para conducir el fluido relevado hacia un lugar seguro.

Generalmente cuando el fluido relevado es peligroso, éste es destinado a un quemador. Este sistema cerrado a quemador tiene la desventaja de que no es muy económico, debido a que incluye costos de tubería y del quemador, pero tiene la ventaja de ser el más seguro ya que transforma el fluido peligroso en efluentes menos peligrosos.

c. Sistema de Recuperación.

El sistema de recuperación está formado por cabezales, ramales y equipos cuyo propósito es la recuperación del fluido relevado ya sea porque éste tenga un alta valor comercial o porque su combustión pueda generar riesgos mayores, en este caso, se procede a su neutralización ó conversión hacia productos menos riesgosos.

Comúnmente los desfuegos en fase vapor van al sistema cerrado y los desfuegos líquidos van a sistemas de recuperación.

III.1.3 Partes de un Sistema de Desfogue Cerrado.

Un sistema de desfogue cerrado generalmente está formado por las siguientes partes:

- Dispositivos de Seguridad.
- Tuberías (ramales y cabezales de desfogue).
- Tanque de Desfogue.
- Quemador de Campo.

III.1.4 Factores principales a considerar en la selección - del tipo de sistema de desfogue.

La selección entre el uso de un determinado tipo de sistema- o el otro, se hace de acuerdo a los siguientes factores :

- El peso molecular del fluido.
- La difusión en el aire.
- Grado de Toxicidad e Inflamabilidad.
- Política de la Empresa.
- Reglamento locales, estatales o federales relacionados con la contaminación y el ruido.

Actualmente en plantas de refinación y petroquímica se pre-- fiere que los hidrocarburos y productos químicos desfoguen - al sistema cerrado, y solo el relevo de agua de enfriamiento, vapor de agua, aire y gas inerte se destinen a un sistema de desfogue abierto.

III.1.5 Dispositivos de relevo empleados en sistemas de --- desfogue.

Una clasificación general de los dispositivos de relevo de - presión contempla dos tipos:

- Válvulas de Seguridad.
- Discos de Ruptura.

III.1.5.1 Válvula de Seguridad.

La Válvula de Seguridad es un dispositivo automático, al que se le ajusta un valor determinado para entrar en acción y -- cuya característica principal es la abertura instantánea en momentos de emergencia. Este dispositivo una vez realizada - su función cierra es decir regresa a su posición original.

Existe una distinción en cuanto a la válvula que releva líquidos y la que releva gases o vapores. Si la válvula releva líquidos entonces se le llama válvula de relevo y si releva gases o vapores se le conoce como válvula de seguridad. De cualquier forma su funcionamiento, cálculo y selección es similar ya que ambas son activadas por la presión estática - corriente arriba de la válvula.

III.1.5.1.1 Tipos de Válvulas de Seguridad.

Las válvulas de seguridad se pueden clasificar de la siguiente manera:

- a. Convencionales.
- b. Balanceadas.
- c. Operadas por Piloto.

a. Válvulas Convencionales.

Estas se emplean cuando la descarga es a la atmósfera y la contrapresión no excede del 10 % de la presión de ajuste. -- Estas válvulas son las de mayor demanda por la facilidad de su construcción.

b. Válvulas Balanceadas.

Estas válvulas están provistas de disco ó fuelles balanceados que permiten tolerar contrapresiones mayores hasta de -- 30 % de la presión de ajuste de la válvula, al disminuir el área sobre la cual acciona la contrapresión.

c. Válvulas Operadas por Piloto.

Este tipo de válvula es empleado cuando la presión de ajuste se quiere mantener cerca de la presión de operación. Este -- dispositivo consiste de 2 válvulas, una grande la cual maneja

el fluido y otra pequeña que registra la presión del equipo provocando la abertura de la válvula mayor en el momento --- oportuno, ó sea cuando la presión de operación es mayor o --- igual que la presión de ajuste.

Para mayor referencia de las válvulas respecto a sus partes, ver figs. 3, 4, y 5, en página 26, 27 , y 28 respectivamente.

III.1.5.1.2 Principio de Operación de las Válvulas de Seguridad.

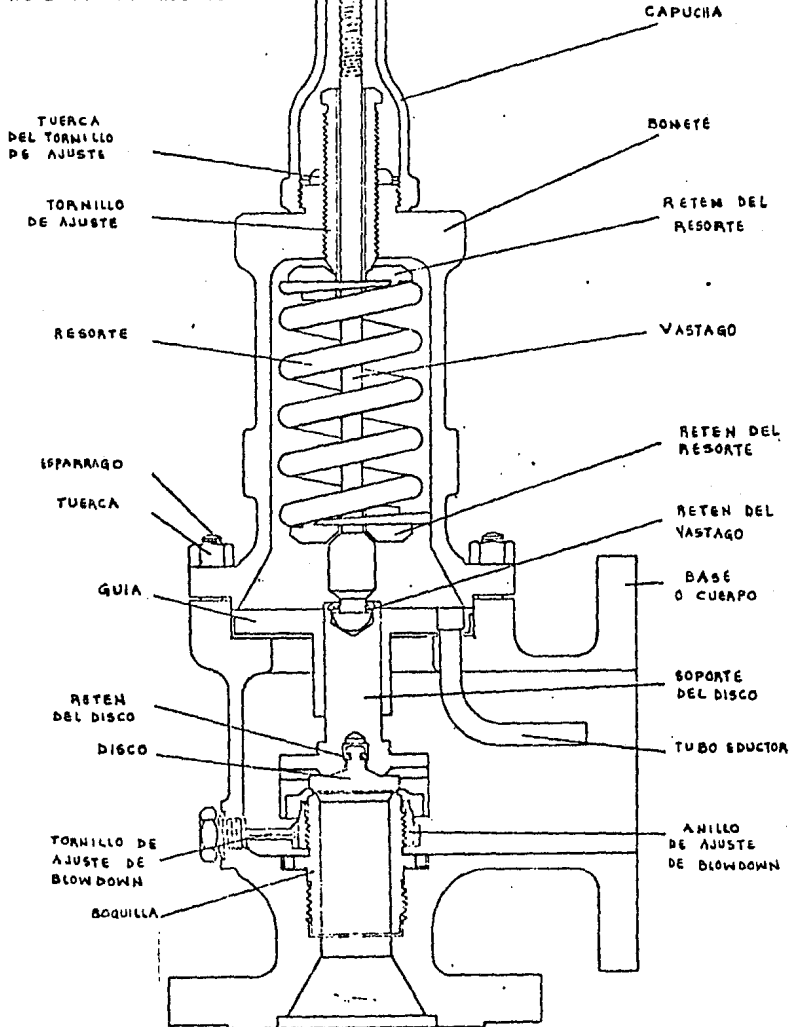
La válvula de seguridad está accionada por la presión ejercida por el fluido contra el disco, el cuál se mantiene cerrado contra el asiento debido a la fuerza ejercida por un --- resorte. Cuando la presión sobre el disco aumenta de tal forma que la fuerza provocada por dicha presión iguala a la --- fuerza ejercida por el resorte, entonces la válvula empieza a abrir.

Cuando el fluido relevado es un gas, la expansión provocada al disminuir la presión, hace que una cantidad adicional de fuerza dinámica se ejerza en el disco, provocando así que la válvula abra instantáneamente, sin embargo lo anterior no --- ocurre para cuando el fluido relevado es líquido, ya que --- un líquido no se expande cuando su presión se disminuye, no existiendo así la fuerza dinámica adicional y como consecuencia se requiere de una mayor sobrepresión para lograr una --- completa abertura.

III.1.5.2 Discos de Ruptura.

Otro de los dispositivos empleados para relevar presión en --- plantas de proceso es el disco de ruptura, el cuál consta de un diagrama comúnmente metálico, sujeto entre bridas, el --- espesor de la placa y el esfuerzo del material son diseñados de manera tal que cedan a una presión predeterminada.

FIGURA No. 3 VALVULA DE SEGURIDAD TIPO CONVENCIONAL



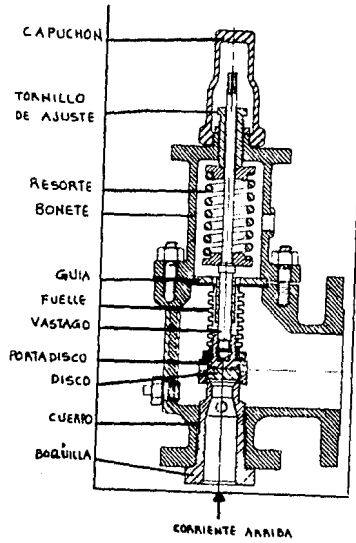


FIGURA No. 4 VALVULA TIPO BALANCEADA

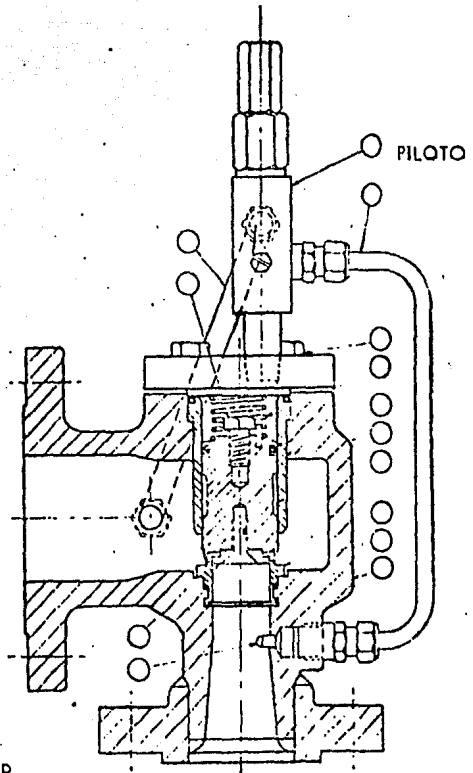


FIGURA N.º 5 VALVULA DE SEGURIDAD
OPERADA POR PILOTO

Debido a que el disco de ruptura responde en forma inmediata al aumento de presión su principal uso está en la prevención de daños por explosiones internas en los equipos, funciona -- desde el relevo de presiones muy altas y en gastos que están -- por encima del que maneja una válvula de seguridad, hasta --- presiones muy bajas (0.4 Kg/cm²) ajustándose su ruptura bajo un intervalo de $\pm 5\%$.

Existen varios tipos de discos de ruptura en el mercado, pero generalmente están clasificados en dos tipos básicos, el convencional y el pandeo inverso.

El disco convencional ó preabombado, como se puede ver en la figura No. 6a pág. 30 , recibe la presión del lado cóncavo, por lo que su desventaja principal debido a su susceptibilidad a la fatiga, requiere que su presión de ajuste sea alrededor de 1.5 veces la presión de operación.

El disco de pandeo inverso mostrado en la Figura 6b pág. 30 , recibe la presión del lado convexo, presentando con esto ---- mayor resistencia a la fatiga y permitiéndole ser ajustado -- alrededor de 1.1 veces la presión de operación.

En la tabla 1 mostrada a continuación, aparecen algunos materiales de fabricación de discos de ruptura con su correspondiente temperatura de diseño.

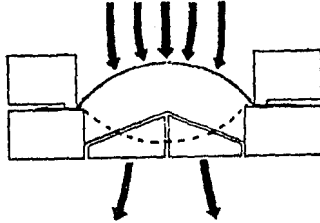


FIGURA No. 6a DISCO DE RUPTURA CONVENCIONAL

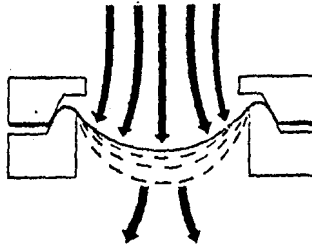


FIGURA No. 6b DISCO DE PAREDO-INVERSO

TAILLA 1. TEMPERATURAS DE DISEÑO MALLIDAS NORMALES PARA DISCOS METALICOS.

<u>METAL</u>	<u>TEMPERATURA °c</u>
Aluminio	121
Aluminio con Tapa de Teflón	232
Monel	427
Inconel	482- 538
316 S. S.	316- 482
Plata	121
Niquel	399
Cobre	121

Además de lo ya mencionado, el empleo de los discos ruptura-se justifica, cuando el fluido que se va a manejar es corrosivo. En algunas ocasiones se utiliza un disco de ruptura — antes de una válvula de seguridad para prevenir que algún — material corrosivo pudiera dañar la boquilla de la válvula, — pero para utilizarlos de esta manera, resulta necesario escoger materiales que al romperse no se desintegren en pedazos — sino que solamente se rasguen.

La instalación usual consiste de un disco de ruptura, sujeto entre bridas especiales, que aseguren el cierre y provengan las fugas.

Ver figuras 6a y 6b en la página 30 .

III.1.6 Causas de Sobrepresión y Criterios de Cálculo de -- las masas a Relevantar.

Cuando la presión aumenta, el dispositivo de seguridad alivia el exceso de presión, desalojando la cantidad de masa de --- fluido hacia otro sitio. Por lo tanto el dispositivo de alivio ó relevo debe estar diseñado de tal manera que maneje --

la masa de fluido necesaria para el desfogue, y además no -- debe ser mayor de lo requerido realmente, pues se elevaría -- su costo.

El exceso de presión puede tener su origen debido a diferentes causas, y la masa necesaria a relevar en cada causa es -- distinta.

Puede haber varias causas de presión en un equipo de proceso pero solo una de ella ocurrirá a la vez. No se presenta las -- causas simultáneas, en todo caso, una causa da origen a otra. Cuando hay varias causas posibles, el dispositivo de relevo -- se diseña para la mayor masa posible en generarse, y así se -- asegura el funcionamiento adecuado para las otras causas.

Las causas de sobrepresión más comunes que se presentan en -- una planta de proceso son las que se mencionan a continua--- ción :

- a. Fuego externo.
- b. Descarga bloqueada.
- c. Ruptura de Tubos.
- d. Falla de agua de enfriamiento.
- e. Falla de controles o de aire de instrumentos.
- f. Falla de Reflujo.
- g. Expansión Técnica de líquidos.
- h. Falla de corriente eléctrica.

a. Fuego Externo.

En la mayoría de las plantas de proceso es muy común el empleo de materiales combustibles que pueden, en cualquier momento estar sujetos a una ignición y provocar un incendio. Si por algún descuido esto sucede, los recipientes expuestos al fuego conteniendo líquidos ó gases pueden verse afectados.

Si el recipiente contiene líquido, el calor suministrado ocasionará que una parte o todo el líquido pase a la fase vapor, provocando con esto un incremento en la presión, que debe ser disminuida con un dispositivo de relevo.

De la observación de varios incendios se ha determinado que existe una limitación de tipo físico con respecto al tamaño de la flama, encontrándose que la altura máxima que puede alcanzar una flama es de 7.62 metros, (25 pies) a partir de cualquier superficie capaz de sostenerla.

El cálculo de la masa a relevar está en función del calor absorbido por el recipiente y del calor latente de vaporización del líquido que contiene, la cual se puede obtener con la siguiente expresión:

$$W = \frac{Q}{\lambda} \dots\dots (1)$$

donde:

Q = calor absorbido en BTU/hr

λ = calor latente de vaporización en BTU/lb.

W = cantidad de masa a relevar en lb/hr.

El calor absorbido Q puede ser obtenido a partir de la siguiente expresión que señala el API RP 520 (Práctica recomendada para el diseño e instalación de Sistemas de Relevo en Refinerías.

$$Q = 21\,000 \cdot F(S)^{0.82} \dots (2)$$

donde :

Q = calor total absorbido en BTU/hr.

F = Factor de Aislamiento.

S = Area mojada expuesta al fuego en ft²

El factor F depende del tipo de aislante que se utilice, lo más recomendable es suponer que el recipiente está libre de aislante ó desnudo, siendo esta suposición válida porque el aislante puede caer o ser quemado en caso de un incendio --- prolongado.

Los valores recomendados son:

<u>Tipos de Instalación</u>	<u>F</u>
1. Recipientes Desnudos	1.0
2. Recipientes Aislados	
a) 4.0 BTU/hr ft ² °F	0.3
b) 2.0 "	0.15
c) 1.0 "	0.075
3. Recipientes con Sistema de Regadera.	1.0
4. Recipientes bajo el suelo cubiertos con tierra	0.0
5. Recipientes sobre el suelo cubiertos con tierra.	0.03

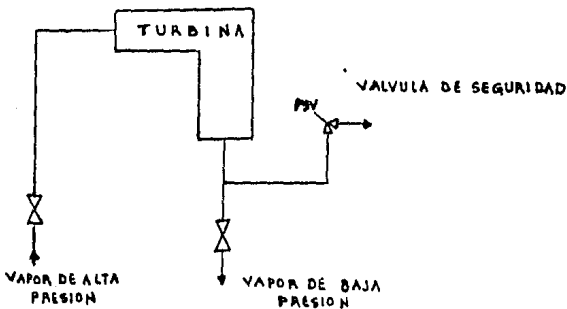
Para recipientes horizontales y verticales se compara la --- altura del líquido hasta el nivel normal, con el valor de -- 7.62 metros para considerar la porción del recipiente que se va a ver afectada por el fuego y para recipientes esféricos se compara el valor de 7.62 metros con la elevación del diámetro mayor, considerando también el líquido hasta el nivel normal.

Por último el calor latente λ del fluido a relevar se calcula por métodos ó graficas elaboradas encontradas en la literatura como lo es el caso de hidrocarburos en función del peso molecular y la temperatura de relevo.

Una vez que se tiene el valor del calor absorbido Q y el calor latente de vaporización λ , lo que queda por último es sustituir ambos en $w = Q/\lambda$ para obtener la masa a relevar W .

b. Descarga Bloqueada.

Esta causa de sobrepresión se presenta en equipos cuya descarga puede ser bloqueada por cualquier razón y que esté recibiendo un fluido a una presión que puede llegar a ser mayor que aquella para la cual se diseño dicho equipo, un ejemplo de este tipo de falla se presenta en turbinas de vapor, como se observa en el siguiente esquema :



La línea de vapor de alta presión se diseña con una especificación adecuada a las condiciones requeridas y la línea de vapor de baja presión se diseña con especificación adecuada a las condiciones de salida, cuando el bloqueo en esta línea se cierra por cualquier motivo, la presión se incrementará -

gradualmente hasta igualarse con la presión alimentada, y --- consecuentemente la suspensión del flujo. El problema está en que deja de operar la turbina, y principalmente en el riesgo que se corre de que la tubería en la descarga de la turbina --- falle debido al aumento de su temperatura y presión de trabajo. Por lo tanto dicho sistema se protege mediante la insta--- lación del dispositivo de seguridad.

Para este caso la masa a relevar es el consumo de vapor a la--- presión máxima permisible para la línea de salida, siendo --- esta masa mayor que la masa consumida en operación normal.

C. Ruptura de Tubos.

Una ilustración de este caso es cuando se protegen la envol--- vente o los tubos de un cambiador de calor. La ruptura de tu--- bo se presenta cuando la presión de operación de un lado del--- cambiador es mayor que la del otro, colocando el dispositivo--- de seguridad en el lado de menor presión. En la práctica la--- válvula de seguridad se requiere cuando la presión de opera--- ción más alta, excede 1.5 veces la presión de diseño del lado--- de baja presión.

Hay varios criterios para calcular la masa a relevar en este--- caso, pero el más aceptado es el que considera la ruptura de--- un tubo como si fueran dos boquillas, cada una con la sección--- transversal interna del tubo, descargando sobre una presión --- diferencial igual a la presión de operación normal del lado --- de alta presión, menos la presión de diseño del lado de baja--- presión.

Las ecuaciones utilizadas son:

Para vapor	$W = 1580 d^2 (P/P) 0.5 \dots (3)$
Para líquido	$Q = 34.8 d^2 (\Delta P/S) 0.5 \dots (4)$

donde:

W = flujo de vapor en Kg/hr.

ρ = Densidad de fluido a la presión mayor Kg/m³.

P = Presión mayor Kg/cm²

d = Diámetro interno del tubo en cm.

Q = Flujo de líquido l.p.m.

ΔP = Diferencia de presiones en Kg/cm²

S = Densidad relativa del líquido.

d. Falla de agua de enfriamiento.

Los servicios de condensación más comunes son el agua de — enfriamiento y el aire, al fallar estos servicios la condensación se multiplica parcial o totalmente, por lo que aumenta el volumen de vapor al no haber una condensación adecuada. Esto provoca que haya en los equipos un aumento de presión que debe ser aliviado.

Resulta confiable para este caso normalmente que la masa a — relevar sea la masa total de vapor que entra al condensador.

e. Falla de controles o de aire de instrumentos.

En este caso se trata de la falla de las válvulas de control — siendo ocasionada por falla de aire de instrumentos, por falla en la energía eléctrica, etc.

Siendo la masa a relevar el resultado de un análisis cuidadoso acerca de los flujos, temperaturas, presiones de las corrientes involucradas en la falla, prestando mucha atención a las válvulas de control con caída de presión grande y que al fallar quedaran abiertas. Ya que dichas válvulas al no tirar la suficiente presión, provocarían que ésta se incrementara.

f. Falla de Reflujo.

En torres de destilación la falla de reflujo trae como consecuencia una mayor generación de vapor que la producida normalmente, provocando un aumento de presión. La determinación en este caso de la masa a relevar es función de la fuente de calor que produce los vapores.

Normalmente, la masa a relevar será la masa que sale del domo en operación normal. Para el caso en que existen rehervidores, la masa a relevar es la masa normal del domo, más la masa de vapores alimentados por el rehervidor. Y si la fuente de calor es la alimentación misma, se debe estimar los vapores producidos en la zona inmediata a la alimentación.

g. Expansión Térmica.

Este caso se presenta cuando existe un incremento de volumen causado por un aumento de temperatura. Lo anterior en un sistema cerrado hace necesario de un dispositivo de seguridad. Dicho incremento puede ser originado por las siguientes razones.

- Cambiadores de calor bloqueados sobre el lado frío, con flujo en el lado caliente.
- Tuberías y recipientes bloqueados, mientras que la fuente de energía continúa suministrándose.

El cálculo de la masa a relevar se determina por la siguiente ecuación:

$$Q = \frac{B \cdot H}{500 \cdot S \cdot C_p} \quad \dots (5)$$

donde:

Q = Capacidad requerida en Lpm.

H = Calor suministrado en cal/hr.

S = Densidad relativa.

Cp= Capacidad calorífica en Cal/gr °c

B = Coeficientes de expansión volumétrica $^{\circ}F^{-1}$

Valores de B recomendados por algunos fabricantes se dan a --
continuación:

<u>Líquido</u>	<u>B ($^{\circ}F^{-1}$)</u>
Para Agua	0.0001
Para Gasolina	
Para hidrocarburos ligeros	0.001
Para destilados	0.0006
Para residuos	0.0004

h. Falla de Corriente Eléctrica.

Los controles y equipos en muchas plantas de proceso son ----
operados por corriente eléctrica y si ésta falla, dichos con-
troles quedan inutilizables.

Por ejemplo en muchas plantas de proceso se utilizan soloaires
para condensar vapores y los ventiladores de este tipo de ---
cambiadores de calor son accionados por motores eléctricos, -
de modo que cuando falla la energía eléctrica, falla el venti-
lador y como consecuencia se suspende la condansación y por -
lo tanto un aumento de presión. Para este caso particular la-
masa a relevar se calcula en forma similar al caso en que fa-
lla el agua de enfriamiento ya mencionado anteriormente.

Comunmente no se diseña con la consideración de que hay dos -
fallas simultáneas, ya que en la práctica es realmente difi-
cil que suceda. Cuando se presenta el remoto caso de dos ----

fallas simultáneas, siempre se encuentra que una de ellas ha sido consecuencia de la otra, por ejemplo, cuando el agua de enfriamiento se suministra por bombas accionadas por motor eléctrico, la falla de la energía eléctrica trae consigo la falla de agua de enfriamiento.

Para el caso de que definitivamente si haya posibilidad de dos causas simultáneas, el dispositivo de relevo se ha de diseñar para la causa que requiera mayor masa relevada.

III.1.7 Dimensionamiento de Válvulas de Seguridad.

Para el dimensionamiento de una válvula de seguridad, se requiere ante todo del conocimiento del flujo total de la masa a relevar y de las propiedades fisicoquímicas de la misma.

Por otro lado, los elementos principales que permiten la especificación completa de una válvula de seguridad son los que se mencionan a continuación:

- Presión de Ajuste de la Válvula.
- Temperatura de Relevo.
- Sobrepresión.
- Área de Flujo.
- Orificios Nominales.
- Boquillas de Entrada y Salida de la Válvula.

III. 1.7.1 Presión de Ajuste de la Válvula.

Es la presión a la que se ajusta el resorte de la válvula, con objeto de que cuando la presión del sistema aumente hasta ese valor de ajuste la válvula empieza abrir.

Para la determinación de la presión de ajuste existen varios criterios pero lo más común y más práctico, es que la presión de ajuste sea igual a la presión de diseño del equipo al cual

se protege.

En la práctica se ha encontrado que es recomendable mantener la relación $Pop \leq 0.9 Ps$

donde :

Pop = Presión de Operación normal del Equipo Protegido.

Ps = Presión de Ajuste del Resorte de la Válvula.

Si la presión de operación es mayor que el 90 % de la presión de ajuste, la válvula en operación puede tener castañeteo, teniendo como consecuencia fugas y deterioros.

Cuando el área del orificio calculado no se puede obtener comercialmente en una válvula, se utiliza un sistema de válvulas múltiples, para manejar la cantidad de masa a relevar requerida.

Según su ajuste las válvulas múltiples puede ser: uniformemente ajustada ó con ajuste variable.

La variación de la presión de ajuste está en función de las condiciones de operación, las variaciones se distribuyen de la manera siguiente: el ajuste del valor más bajo de presión se debe hacer en la válvula lo más pequeña que pueda ser --- seleccionada, en base de un requerimiento razonable de relevo o una porción razonable del requerimiento total, la válvula ajustada al valor más alto abre solamente bajo condiciones que requieran las áreas combinadas de los orificios para manejar el flujo necesario.

III.1.7.2 Temperatura de Relevo.

Otra de las características para el dimensionamiento de la -

válvula es la temperatura de relevo, la cual puede variar -- para un mismo fluido dependiendo de la causa de relevo. La -- determinación de esta temperatura de relevo debe estar de -- acuerdo a la causa de relevo.

Los siguientes ejemplos muestran los criterios a seguir para la determinación de la temperatura de relevo.

Un recipiente expuesto a fuego que contenga solo gas, la --- temperatura de relevo será la que dicho gas adquiera al ---- elevarse su presión hasta la presión de relevo.

En ruptura de tubos, deberá considerarse el efecto de mezcla de las corrientes fría y caliente para determinar la tempera tura de relevo.

En una torre de destilación, en caso de falla de reflujo y - falla de agua de enfriamiento, puede considerarse la tempera tura de relevo igual a la temperatura normal de salida de -- domos.

La temperatura de relevo además de su participación en el -- dimensionamiento de la válvula, interviene también para la - especificación de los materiales de la válvula.

III.1.7.3 Sobrepresión.

Quando en una válvula de relevo, la presión corriente abajo alcanza la presión de ajuste del resorte de la válvula, la - apertura del dispositivo se inicia y al mismo tiempo empieza a comprimirse el resorte, ejerciendo éste a la vez un cierto empuje que tiende a regresarlo a su posición normal, y la -- fuerza para seguirlo comprimiendo hasta lograr la abertura - máxima de la válvula tiende a ser máxima.

Esta fuerza extra, se logra al permitir que la presión en el equipo protegido, se eleve y sea un poco mayor a la presión- de ajuste, originando así una sobrepresión. Para el caso en- que las válvulas manejen gas o vapor, la válvula recibe una-

fuerza adicional proveniente del cambio de energía cinética-producida por la expansión del gas, de la práctica se obtiene que la sobrepresión requerida cuando se manejan gases y vapores es del orden de 3-10 %. Siendo la sobrepresión del 25 % para el caso en que se manejen líquidos que no vaporizan dado que aquí no se presentan los efectos de expansión.

Generalmente la sobrepresión se expresa como un por ciento de la presión de ajuste y ejemplos de valores comunmente --- empleados son:

Para protección contra fuego	20%
Para expansión termica de líquidos en tuberías y descarga de bombas.	25%
Equipos ASME Sección VIII	10%
Equipos ASME Sección I	3%

III.1.7.4 Area de Flujo de la Válvula.

El cálculo de una válvula de relevo, consiste en encontrar una área que permita el paso necesario a las condiciones --- establecidas. Como ya se mencionó antes, una válvula puede relevar por distintas causas, y en cada una de ellas lo hace con distinta cantidad de masa. Tomando en consideración lo anterior la válvula se diseña para la causa que requiera --- mayor área y con ésto se tendrá un orificio adecuado para --- todas las demás causas.

El cálculo del área requerida, se logra con las siguientes ecuaciones adaptadas del API - RP- 520 (Práctica recomendada para el diseño e Instalación de Sistemas de relevo en Refinerías), usadas por varios fabricantes de válvulas de seguridad.

Para servicio de líquido.

$$A = \frac{Q(S)^{1/2}}{27.2 K_p K_w K_v (P_a - P_b)^{1/2}} \dots\dots\dots(6)$$

Para servicio de gas o vapor en flujo sónico.

$$A = \frac{W(TZ)^{1/2}}{C K P_i K_b (M)^{1/2}} \dots\dots\dots(7)$$

Para servicio de vapor de agua.

$$A = \frac{W}{51.45 K_d P_i K_s h K} \dots\dots\dots(8)$$

donde :

A = Area requerida.

C = Coeficiente isoentrópico de descarga de la válvula, su valor depende del peso molecular y de la presión de relevo.

Se obtiene mediante la ecuación:

$$C = 520 \left[n \left(\frac{2}{n+1} \right)^{\frac{n+1}{n-1}} \right]^{1/2}$$

S = Densidad relativa del fluido.

K = Coeficiente de descarga de la válvula. Casi todos los fabricantes aceptan el valor K= 0.975

K_d = Coeficiente de descarga específico sus valores son :

Equipos A S M E Sección I 0.9

Equipos A S M E Sección VIII 1.0

K_p = Factor de Sobrepresión, solo afecta a líquidos y a su valor es 1.0 cuando la sobrepresión es 25 %.

K_v = Factor de viscosidad. Se usa para líquidos muy viscosos.

K_b = Factor de contrapresión para gases.

K_w = Factor por contrapresión para líquidos.

K_{sh} = Factor de Sobrecalentamiento.

P_1 = Presión corriente arriba de la válvula cuando está ---- completamente abierta en (lb/in^2)

P_1 = P ajuste (1 + % sobrepresión) + P_{atm} .

P_a = Presión de apertura de la válvula es igual P_{ajuste} .

P_b = Contrapresión para líquidos.

Q = Gasto Volumétrico.

T = Temperatura de relevo

W = Gasto másico

Z = Factor de Compresibilidad a las condiciones de relevo.

III.1.7.5 Orificios Nominales.

Los fabricantes producen válvulas de seguridad en ciertos tamaños estándares y de acuerdo con esto, se escoge el que --- ofrezca una área efectiva inmediata mayor a la calculada. -- Los orificios estándar designados por el API- RP-526 que --- aparecen abajo, son los que comunmente varios fabricantes de válvulas de seguridad utilizan como referencia para la construcción de las mismas.

Orificio Nominal	Area Efectiva (in ²)
D	0.110
E	0.196
F	0.307
G	0.503
H	0.785

J	1.287
K	1.838
L	2.853
M	3.600
N	4.340
P	6.380
Q	11.050
R	16.00
T	26.00

III.1.7.6. Boquillas de Entrada y Salida de la Válvula.

La selección más elemental de la válvula de seguridad se complementa con la determinación del diámetro de la boquilla de entrada y salida, las cuales se pueden obtener a partir de las tablas 1 a 14 presentadas en el API-RF-526 mediante la presión de relevo y la temperatura de relevo.

También de acuerdo a la temperatura de relevo, se recomienda el material necesario para el cuerpo de la válvula y para el resorte.

III.1.8 Criterios de Diseño para el Dimensionamiento del Cabezal de Relevo.

El dimensionamiento del cabezal de relevo tiene como objetivo principal determinar un diámetro tal, que no produzca más caída de presión que la disponible y no sea mayor de lo necesario con el propósito de reducir su costo.

III.1.8.1 Información básica requerida.

Para el diseño de cabezales de relevo se requiere de la siguiente información básica:

- a. Tipo y Características de las válvulas de relevo. ver -- sección III.1.5.1
- b. La máxima caída de presión disponible o permisible.
- c. La capacidad máxima requerida de descarga, la cual esta -- basada en las válvulas que han de relevar en forma simultá-- nea según los casos mencionados en la sección III.1.6.

La causa que maneje la mayor masa total simultánea será la -- que determine el dimensionamiento del diámetro, para el caso -- en que dos ó más causas manejen masas totales similares, es -- posible que la causa que determine el dimensionamiento del -- cabezal sea donde la temperatura de relevo sea mayor.

III.1.8.2 Factores considerados en el diseño del cabezal de desfogue.

a. Temperatura

La temperatura en la salida de una válvula de seguridad es -- distinta a la temperatura de relevo de la misma, debido al -- efecto de Joule Thomson.

Para el dimensionamiento y selección del material de válvulas de seguridad las temperaturas de relevo son las controlantes pero las temperaturas que especifican el material y dimensionamiento de los cabezales de desfogue son las temperaturas -- de salida de la válvula.

El dimensionamiento del cabezal de desfogue, se hace suponiendo que la temperatura no cambia en toda su trayectoria y es -- la que resulta de la mezcla de las distintas descargas simultáneas. Y por lo tanto la temperatura de la mezcla se obtiene con la siguiente expresión.

$$T_M = \frac{\sum_{i=1}^n T_i W_i}{\sum_{i=1}^n W_i} \quad \dots \dots \dots (9)$$

donde :

T_m = Temperatura de la mezcla

T_i = Temperatura del componente i

W_i = Masa del componente i

b. Peso Molecular

El peso molecular es el que resulta de mezclar las distintas descargas de las válvulas que relevan simultaneamente al cabezal. Por lo que el peso molecular de la mezcla (PM_m) se obtiene como sigue:

$$PM_m = \frac{W_t}{N_t} \quad \dots\dots (10)$$

$$\text{siendo } N_t = \sum_{i=1}^n \frac{W_i}{PM_i} \quad \dots\dots (11)$$

donde :

PM_i = Peso molecular del componente i

W_t = Masa total de la mezcla de gases

N_t = Moles totales de la mezcla de gases

c) Longitud Total

La longitud total del cabezal se calcula como sigue:

$$L_T = L_R + L_E$$

donde :

LT = Longitud total del cabezal.

LR = Longitud de tubo recto.

LE = Longitud equivalente de los accesorios.

III.1.8.3. Secuencia de Cálculo del Cabezal de Relevo.

El dimensionamiento del cabezal de desfogue se hace por tramos de tubería, generalmente el punto de partida es la punta del quemador o de la chimenea ya que en este punto se conoce la presión (presión atmosférica) y posteriormente los cálculos van hacia atrás o corriente arriba, otra forma es considerar el punto de partida en la base del quemador y suponer una presión adecuada (normalmente es de 3 ó 5 lb/pulg²).

Las condiciones finales o de salida del dimensionamiento del cabezal de desfogue, corresponden al punto de partida considerado. Y las condiciones iniciales o de entrada del dimensionamiento serán las del punto corriente arriba en que empieza el primer tramo considerado.

Para el siguiente tramo corriente arriba, sus condiciones finales serán aquellas que fueron condiciones iniciales para el tramo anterior inmediato.

En cada tramo escogido, se supone un diámetro y con la presión final fija, se calcula una presión inicial o contrapresión, la que se compara con un valor de referencia o permisible (más adelante se menciona dicha presión permisible con detalle). Generalmente si la presión inicial o contrapresión del tramo escogido es mayor que el valor de presión inicial de referencia o permisible, deberá incrementarse el diámetro para este tramo.

III.1.8.4. Caída de presión Permisible o Disponible.

La máxima contrapresión permisible en el cabezal de desfogue se establece de acuerdo a la presión de relevo más baja. Es decir, cuando a un cabezal de desfogue se integran válvulas que relevan a bajas presiones y otras a altas presiones, el tamaño del cabezal de desfogue estará dominado por la válvula de más baja presión.

Para cuando la diferencia de presiones de relevo es alta, resulta conveniente hacer una separación entre válvulas de alta presión y válvulas de baja presión, enviando sus descargas a un cabezal de alta presión y a otro cabezal de baja presión respectivamente.

Otros factores que intervienen en la decisión de emplear dos ó más cabezales de relevo son la temperatura y los fluidos que se relevan.

La caída de presión disponible, como ya se dijo anteriormente está determinada por la presión de relevo más baja de todas las válvulas que descargan al cabezal de desfogue que se está calculando. Y la contrapresión permisible es generada por el tipo de válvula utilizada, en la práctica se ha encontrado que si se utilizan válvulas convencionales, la contrapresión permisible es del orden del 10 % de la presión de ajuste y del 30 % para cuando se utilizan válvulas balanceadas. La caída de presión disponible es igual a la contrapresión permisible de la válvula con presión de relevo más baja, menos la presión de salida del sistema de desfogue. Para el caso de un sistema de desfogue cerrado, la presión considerada es la presión a la base del quemador o a la salida del quemador (presión atmosférica).

III.1.8.5 Métodos de Cálculo empleados para determinación - del cabezal de desfogue.

Dos de los métodos de cálculo más empleados en el dimensiona miento del cabezal de desfogue son el método recomendado por el API y el de Joseph Conison.

a. Método A P I .

Este método aparece descrito en el API - RP- 520 y fué desa rrollado por Lobo, Friend y Skaperdas el cual utiliza una so lución algebraica y gráfica.

La Ecuación empleada es:

$$\frac{2 \Delta P_F}{P_1} = 1 - \left[1 - \left(C_k \frac{\Delta P_F}{P_1} \right)^2 + \frac{G^2}{P_1 P_1 g} \ln \left(1 - \frac{C_k P_F}{P_1} \right) \right] \dots (13)$$

Siendo la naturaleza de la ecuación anterior de flujo isotér mico, normalmente se le utiliza para un chequeo rápido ya -- que comunmente da resultados sobrados.

donde:

ΔP_F = Caída de presión inicial

P_1 = Presión absoluta a las condiciones de entrada al tubo

C_k = Factor de corrección de energía cinética.

G = Masa velocidad.

g = Constante gravitacional

ρ_1 = Densidad del fluido.

En la figura 7 se muestra una gráfica del factor de energía- cinética C_k la cual utiliza como parámetro la velocidad críti ca calculada mediante la siguiente ecuación.

$$V_c = 5.594 \times 10^{-7} \frac{W^2}{D^4 P_1 \rho_1} \dots \dots (14)$$

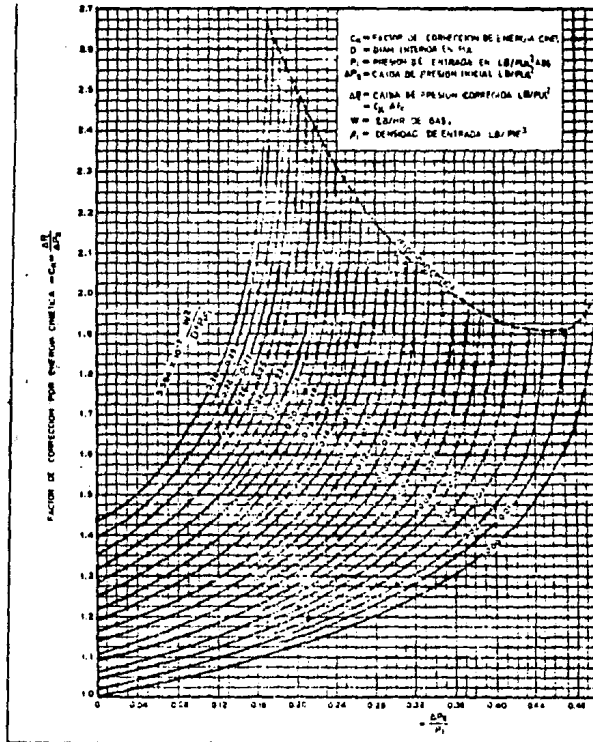


FIGURA No. 7
 FACTOR DE CORRECCION DE ENERGIA CINETICA.

donde :

W = Masa del Fluido.

D = Diámetro interno del tubo

ρ_1 = Densidad a las condiciones de entrada al tubo.

Vc= Velocidad crítica

b. Método de Conison.

Este método se aplica para cualquier tubería en la cual el diámetro y el gasto permanecen constantes a lo largo del tubo y en donde los cambios en calor específico, viscosidad y temperatura no son significativos. La Ecuación desarrollada por Conison que a continuación se muestra está basada en condiciones de salida conocidas o calculadas por medio de la ecuación de Crocker para la presión crítica y es el método más aceptado para el cálculo de cabezales.

La Ecuación de Conison es :

$$P_1 = \left[\left(\frac{f L_t \rho_2 V_2^2}{2 d g} \right) (2 P_2) + P_2^2 + \frac{2 V_2^2 \rho_2 P_2}{g} \ln \frac{V_2}{V_1} \right]^{0.5} \dots (15)$$

donde :

f = Factor de fricción.

Lt= Longitud total de tubo recto y accesorios.

ρ = Densidad

V = Velocidad de Flujo.

d = Diámetro

P = Presión

g = Aceleración de la gravedad

1 = Condiciones de entrada o iniciales del cabezal

2 = Condiciones de salida o finales del cabezal.

La ecuación anterior se puede simplificar para líneas de tubería mayores de 200 pies de longitud, y en las líneas en donde el cambio de velocidad es pequeño, despreciando el término $\frac{1}{2} \rho V_2^2 / \rho V_1^2$, con lo que la ecuación se reduce a:

$$P_1 = \left[P_2^2 + \frac{P_2 V_2^2 \rho_2 f L_T}{d g} \right]^{1/2} \dots (16)$$

III.1.9. Recipiente Separador de Desfogues.

Un tanque de desfogue es una parte primordial de todo sistema de relevo de presión ya que al actuar como un recipiente separador evita que gotas de líquido arrastradas en la corriente de gas puedan llegar al quemador y ser arrojadas por éste como gotas encendidas y causar incendios en los alrededores, además de disminuir la eficiencia del quemador. Otra función de estos equipos es la de recuperar gran parte de líquidos ya sea por medio de la separación de las gotas, funcionando como un tanque acumulador cuando se tiene una descarga de condensados de alto valor económico al cabezal.

Los tanques de desfogue pueden ser horizontales o verticales, un tanque vertical ocupa menos espacio, pero en similares circunstancias es más eficiente un tanque horizontal sobre todo si existe gran arrastre de líquido, debido a que permite un tiempo de residencia mayor.

III.1.9.1. Dimensionamiento

En el dimensionamiento de este tipo de recipiente es muy importante determinar la velocidad de caída de la gota de líquido dentro del tanque desfogue, la cual debe ser igual o mayor que la velocidad de gas dentro del recipiente, es decir que el tiempo de residencia de la corriente gaseosa sea -

lo suficientemente grande con el objeto de que permita la separación de las partículas líquidas de ésta. Para una partícula esférica que cae a velocidad constante, su velocidad de caída está dada por la siguiente ecuación:

$$U_t = \left[\frac{4 g D_p (\rho_L - \rho_v)}{3 C_d} \right]^{1/2} \dots (17)$$

donde :

U_t = Velocidad de caída de la gota.

g = Aceleración de la gravedad

D_p = Diámetro de la partícula

ρ_L = Densidad del líquido

ρ_v = Densidad del vapor

C_d = Coeficiente de arrastre.

La elección del diámetro de partícula es un problema delicado ya que todas las gotas de diámetro menor que el seleccionado serán arrastradas por el vapor. Se ha encontrado que una partícula de 150 micrones (0.0005 ft), representa una niebla y para un tamaño de hasta 600 micrones (0.002 ft), representa una llovizna. El API - RP - 521 reporta que se debe utilizar un tamaño de partícula de 150 micrones, lo que lleva a tanques de gran tamaño, y por otra parte información de fabricante de quemadores indican que un quemador normal puede manejar sin problemas, partículas de 400 micrones, reduciendo con éste el tamaño del recipiente.

Como se puede apreciar en la ecuación (17) la velocidad de caída de la gota es una función de las densidades del líquido y vapor, y además de un coeficiente de arrastre, el cual se obtiene de la siguiente manera:

Primero es necesario calcular un parámetro llamado $C(Re)^2$ mediante la ecuación mostrada abajo.

$$C(Re)^2 = \frac{0.95 \times 10^8 \rho_v (Dp)^3 (P_L - P_v)}{\mu_v^2} \dots (18)$$

En donde μ_v es la viscosidad del vapor en centipoise.

Con $C(Re)^2$ el coeficiente de arrastre C_d se calcula con la siguiente ecuación:

$$C_d = 78.243 \left[\log_{10} (C(Re)^2) \right]^{(-2.921)} \dots (19)$$

Para el dimensionamiento de tanques de desfogue horizontales, además de determinar la velocidad de caída de la gota de líquido (ver fig. 8 en página 57 para apreciar la trayectoria de la gota y de la corriente gaseosa dentro del recipiente), es necesario tener en cuenta las siguientes consideraciones prácticas:

- a. La capacidad debe estar basada en una máxima acumulación de líquidos de 15 minutos si las bombas arrancan automáticamente ó 30 minutos si su arranque se hace manualmente.
- b. El nivel máximo de líquido no debe exceder del 50 % de la capacidad del recipiente con el objeto de tener el espacio adecuado para la separación de las gotas de líquido de la corriente gaseosa.
- c. Las boquillas de entrada y salida deberán ser localizadas lo más cerca posible de las líneas de tangencia del recipiente. ver figura 8 en página 57.
- d. El área de flujo transversal no debe ser menor del 15 % del área total transversal del recipiente. ver fig. 8 en página 57.

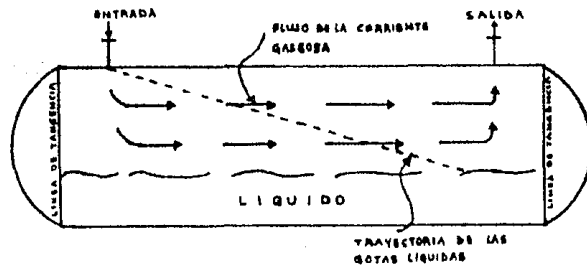


FIGURA N. 8 COMPORTAMIENTO DE LAS GOTAS LÍQUIDAS EN EL FLUJO DE LA CORRIENTE GASEOSA DENTRO DEL RÉCIPENTE DE DESFOQUE

- e. Es recomendable que la velocidad del gas no sea mayor que el 15 % de la velocidad de caída de la gota.
- f. La relación L/D restringida por factores económicos puede ser la siguiente:

Presión de Operación (psig)	L/D
0 - 250	3.0
251- 500	4.0
501- mayores	5.0

Normalmente para tanques de desfogue la L/D recomendada es --- de 3.0.

III.1.9.2 Metodología para el cálculo del recipiente horizontal.

El cálculo del recipiente horizontal se puede hacer siguiendo los siguientes pasos:

- Considerar un diámetro de la gota de líquido de acuerdo - a lo mencionado en el punto III.1.9.1.
 - Calcular $C(R_e)^2$ con la ecuación (18) .
 - Calcular el coeficiente de arrastre C_d con la ecuación --- (19) .
 - Calcular U_t con la ecuación (17) .
 - Calcular el flujo volumétrico del gas Q .
 - Suponer un diámetro del recipiente D .
 - Calcular el área efectiva de flujo A_e .
 - Calcular la velocidad del gas mediante $V_g = Q/A_e$.
 - Calcular el tiempo de caída de la gota.
- $\theta = (D - h)/u_t$.

j. Calcular la longitud entre centro de líneas de boquillas.

$$L = Vg \times \theta$$

k. Calcular L/D , si la L/D se encuentra entre 2.0 y 2.5 se termina el cálculo, sino regresar al punto f.

L/D debe estar entre 2.0 y 2.5 debido a que al considerar el diámetro de boquilla y la longitud total del recipiente ésta aumentará hasta cerca de 3.0 .

III.2 Quemadores de Campo.

Como ya se mencionó anteriormente lo más usual es quemar la masa del fluido relevado transformándola en componentes menos peligrosos por medio de un quemador. La combustión puede tener lugar en sistemas elevados ó en sistemas de superficie (fosas).

Estos sistemas pueden ser muy sencillos como lo es un simple tramo de tubo con lo necesario para la ignición ó muy sofisticados con un conjunto de equipos integrados como pueden -- ser compresores de recuperación de gases, boquillas sin humo a bajo nivel de ruido, controles automáticos, sellos de gas y de agua, controles de flama y de vapor, etc.

III.2.1 Definición.

Un quemador se puede definir como aquel equipo cuya función es la de convertir por medio de la combustión, la masa de -- fluido relevada ó desechos de plantas de proceso generalmente inflamables y tóxicos en sustancias menos peligrosas.

III.2.2 Clasificación.

Una clasificación general de quemadores de campo puede ser -- la siguiente:

- Quemador Elevado o de Chimenea.
- Quemador de Piso.

III.2.3 Quemadores Elevados.

Los quemadores elevados son un medio seguro de evacuar grandes cantidades de gases de desperdicio y son diseñados con -- la altura necesaria de su cabezal de tal forma de mantener --

la flama y el calor que la misma irradia lo suficientemente lejos de zonas de operación y de equipos, evitando que éstos resulten dañados; ó porque los gases podrían contener concentraciones de sustancias tóxicas, los cuales con este tipo -- de quemador tienden a dispersarse en el aire.

III.2.4 PARTES PRINCIPALES DE UN QUEMADOR ELEVADO. .

Las partes principlaes de un quemador elevado son las si---- guientes:

- Boquilla.
- Sello de gas.
- Cabezal elevador de gases.
- Sello de agua.
- Tablero de ignición.
- Tuberias de servicio.
- Plataformas y Escaleras.
- Sistemas de soporte.

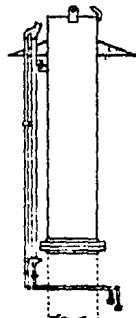
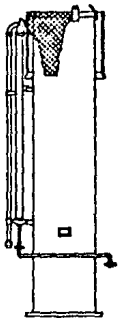
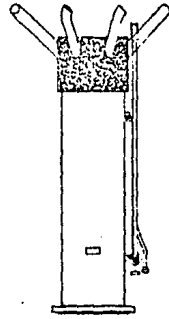
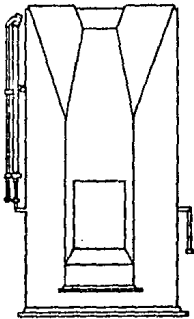
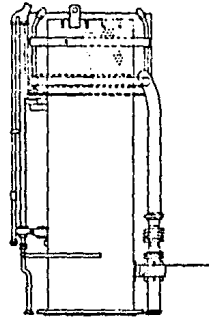
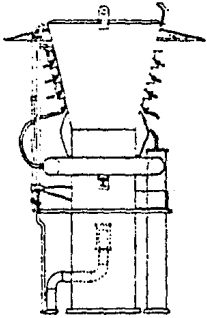
III.2.4.1 Boquillas.

Las boquillas son consideradas como el corazón del sistema -- de desfogue, ya que están instaladas en la parte final de la tubería del quemador y es en éstas donde tiene lugar la combustión de los gases relevados, por lo que su diseño involucra gran cantidad de conocimientos de ingeniería al igual -- que cualquier otro equipo de proceso.

De acuerdo al tipo de boquilla utilizada en los quemadores -- para la combustión de los gases relevados, éstas clasifican-- a los mismos como quemadores sin humo y quemadores con humo.

Los quemadores que no generan humo, utilizan boquillas con -- eyectores que a través del efecto coanda producen la inyec--

FIGURA No. 9 TIPOS DE BOQUILLAS



ción de un chorro de vapor y aire. El efecto coanda es simplemente el efecto por el cuál un chorro de fluido saliendo por un orificio es atraído a una pared adyacente al chorro -- debido a la presión negativa creado por el flujo sobre la -- pared. El eyector de aire-vapor provoca que los gases, el -- aire y el vapor sean premezclados antes de su combustión, la cantidad de eyectores requeridos es determinado por la cantidad de gases relevados a ser quemados sin humo o por la cantidad de vapor disponible.

La metalurgia de las boquillas depende básicamente de las -- características de los gases a quemar, así como de las condiciones de operación en el quemador. De acuerdo a los requerimientos de flujo de gases, combustión, presión de los gases, ruido, contaminación del ambiente, velocidad de viento-etc, se encuentran comercialmente diferentes tipos de boquillas como los mostrados en la figura 9 pág. 62 .

III.2.4.2 TABLEROS DE IGNICION ENCENDIDO Y PILOTOS.

(ver figura 10 pág. 64 .

Las boquillas se pueden equipar con pilotos especialmente -- diseñados para actuar como auto-aspirantes; así mismo pueden ser provistas con pilotos de bajo consumo de energía. El -- número de pilotos a emplear depende del diámetro de la boquilla.

Los pilotos suelen ser encendidos remotamente desde un tablero de control, al que se le conoce con el nombre de tablero-generador del frente de flama. Algunos tableros de ignición-usan gas combustible y aire comprimido y son ubicados a una-distancia lejos de los quemadores.

Cuando los pilotos se han apagado los tableros de encendido-se pueden operar manual o automáticamente.

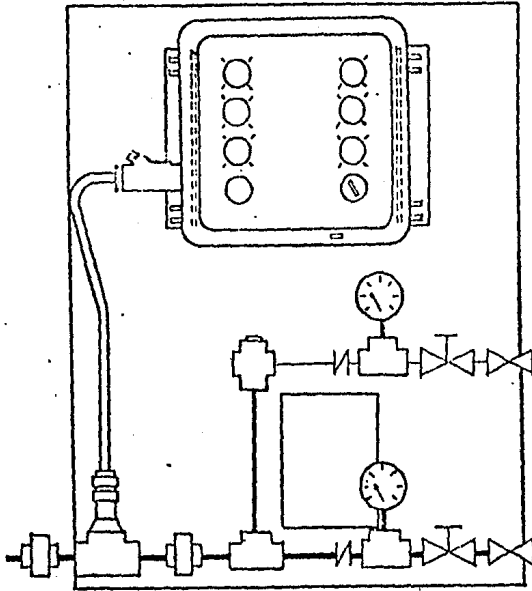


FIGURA No. 10 TABLERO TIPICO CON PILOTO E INDICADOR
DE FALLA DE FLAMA

Un tablero generador de frente de flama puede encender varios pilotos con la incorporación de un sistema de válvulas; los tableros de ignición manual pueden ser equipados con indicadores de falla de flama.

III.2.4.3 SELLOS DE GAS. (ver figura 11 pág. 66 .)

El sello de gas también conocido como sello molecular ó sello de laberinto es un dispositivo que está ubicado dentro de la boquilla o inmediatamente debajo de ésta y su función es la de reducir la cantidad de gas de purga requerido para mantener al sistema esencialmente libre de oxígeno. Los quemadores elevados son generalmente purgados con gas inerte -- para protegerlos contra el regreso de la flama, aunque en algunos casos la purga tiene la función de proteger contra la corrosión o algunas reacciones químicas indeseables que pudieran presentarse durante la combustión.

Un problema que se presenta en los quemadores elevados es -- que los gases a quemar mezclados en la punta del quemador -- con el aire atmosférico, son encendidos desde los pilotos y si la velocidad del flujo es muy baja (menor que 3 pies/seg) existe el potencial para que la flama regrese hacia dentro de la punta del quemador tan pronto se forme la mezcla entre los gases y el aire atmosférico.

Con el fin de evitar la entrada del aire atmosférico en la punta del quemador, se recomienda mantener una velocidad de flujo mínima de los gases y así garantizar una combustión -- adecuada de los mismos. En la práctica en muchas plantas lo que se hace es mantener el flujo normal hasta el flujo mínimo mediante una purga, para asegurar que la protección sea -- mantenida, inclusive si el flujo normal de relevo disminuye a cero. Naturalmente la purga debe estar libre de oxígeno, -- resultando ventajoso además si el gas es no flamable.

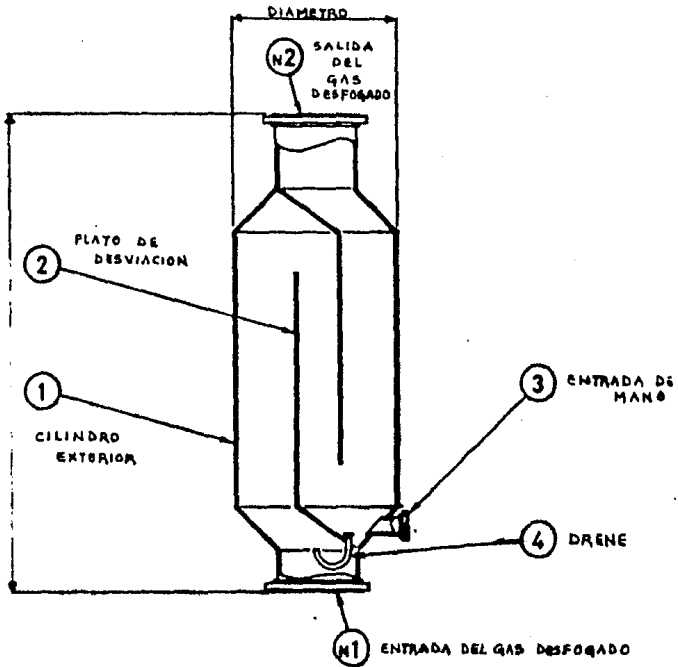


FIGURA No. 11 SELLO DE GAS

III.2.4.4. SELLO DE AGUA. (ver la figura 12 en pág. 68.)

Los sellos de agua pueden estar completamente separados de la chimenea o bien pueden formar la parte inferior (base) del cabezal elevador.

Un tambor de sello en la base del quemador, usando un sello líquido de 0.3 a 0.5 m de agua, es frecuentemente el método empleado para mantener una presión positiva en el sistema y así evitar que no entre aire al sistema. También este tipo de sello es usado para desviar el flujo de gas a los quemadores de fosa o a unidades de recuperación de gas. Algunos sellos de agua son diseñados con separadores internos para prevenir oleaje y sus consecuentes pulsaciones.

III.2.4.5 TANQUE DE SEPARACION. (ver figura 13 pág 69.)

Los tanques de separación (Knock-out drum) pueden estar ubicados en la misma base del quemador en forma vertical y con sus entradas tangencialmente dispuesta o estar separados del quemador como un tanque independiente tipo horizontal. Información más detallada está mostrada en la sección III.1.9 para este tipo de equipos.

Estos tambores son utilizados para separar el contenido de condensados que los gases relevados pudieran arrastrar antes de que sean quemados, ya que de lo contrario el contenido de líquido en los gases, al quemarse pueden causar una lluvia de fuego con sus consecuentes riesgos.

III.2.5. TIPOS DE QUEMADORES ELEVADOS.

De acuerdo al sistema de soporte empleado en los quemadores elevados, éstos se clasifican de la siguiente manera:

Quemador Cableado o de Tirantes.

Quemador Tipo Torre.

Quemador Autosoportante.

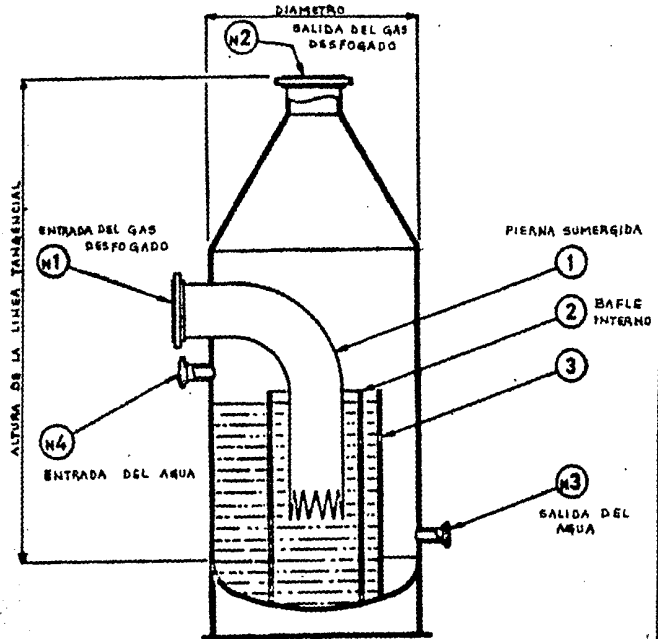


FIGURA No. 12 SELLO DE AGUA DE PIERNA SUMERGIDA

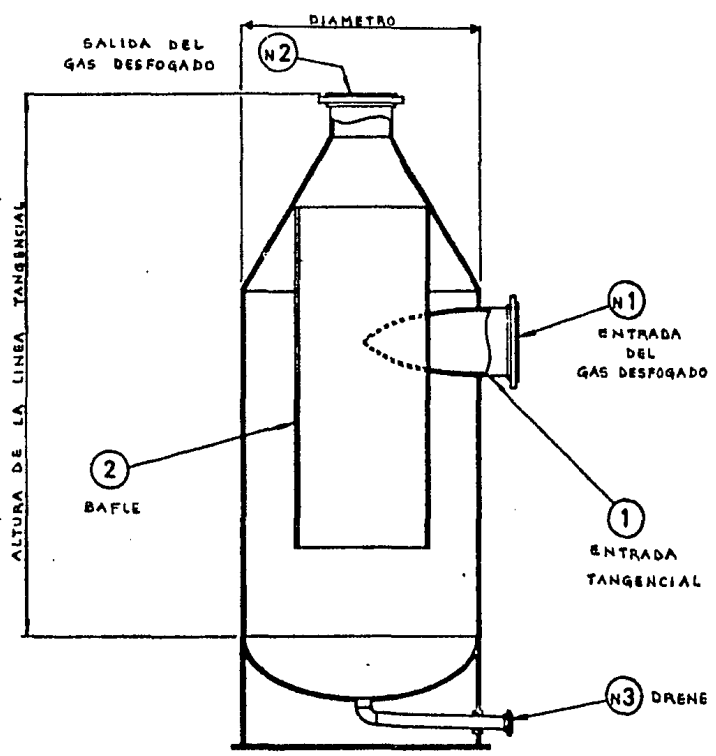


FIGURA No. 13 TANQUE SEPARADOR VERTICAL

III.2.5.1 Quemador Cableado.

Este tipo de quemador requiere de mucho espacio, debido a — que las anclas de los cables forman un círculo con diámetro — muy similar a la altura del quemador, este tipo de soporte — se utiliza para quemadores de gran diámetro y hasta de 180 m de altura. Normalmente este tipo es más económico que el tipo de torre. ver figura 14 página 71 .

III.2.5.2 Quemador Tipo Torre.

El quemador tipo torre es ideal para instalaciones dentro — de los límites de la planta, donde se necesita altura para — disminuir la radiación y donde las distancias disponibles — con respecto a otros equipos están limitadas. Son utilizados hasta alturas de 120 m sin problema alguno, su elección se — basa principalmente en el espacio disponible. ver figura 15 — página 72 .

III.2.5.3 Quemador Autosoportante.

El quemador autosoportante es utilizado por ser más económico para alturas de 77 m o menores. Este tipo de quemadores — ocupa menos espacio si se compara con el de tipo cableado y — tipo torre. ver figura 16 página 73 .

En el diseño de la estructura de los quemadores elevados es necesario considerar dos factores muy importantes:

a. La Temperatura de los gases desfogados.

Ya que la estructura del quemador tenderá a dilatarse al ser calentada, ésta estructura deberá diseñarse para evitar que se dañe a causa de la expansión. Este problema se presenta — en los quemadores sujetos con cables, pero la manera de fija

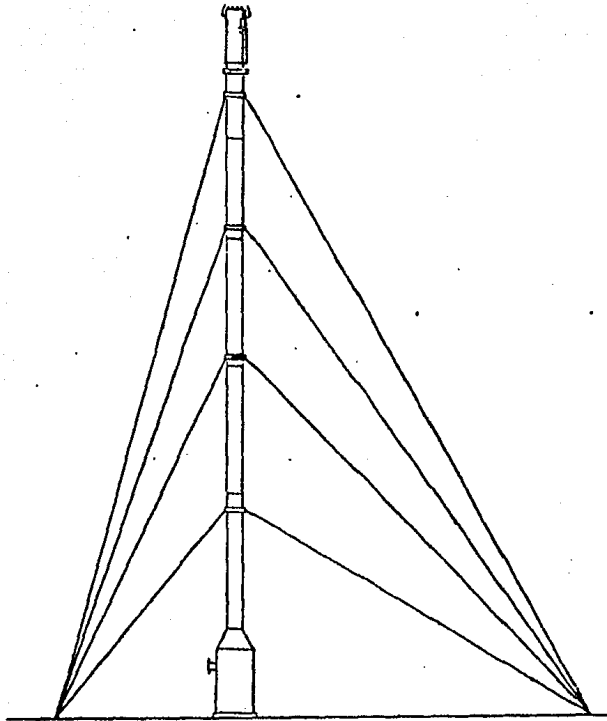


FIGURA No. 14 QUEMADOR ELEVADO CABLEADO

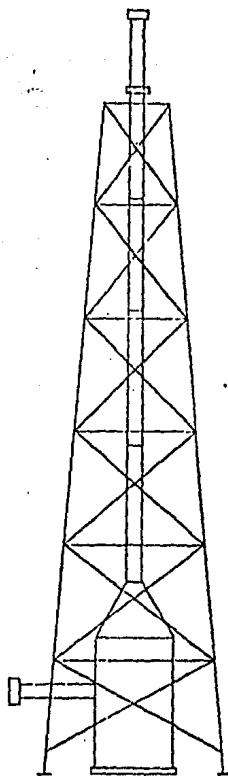


FIGURA No. 15 QUEMADOR, ELEVADO TIPO TORRE

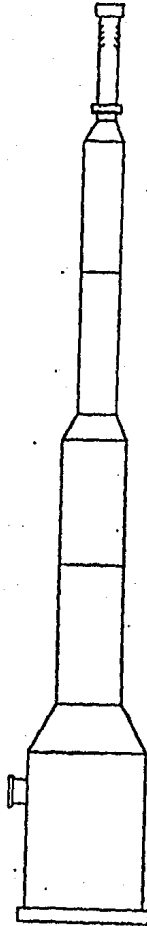


FIGURA No. 16 QUEMADOR ELEVADO AUTOSOPORTABLE

ción de los cables, la rigidez y el ángulo de inclinación -- deberán permitir la expansión requerida.

b. La Vibración de la estructura por la acción del viento.

La resonancia del viento en una estructura vertical ocurre-- cuando la acción del viento establece fuerzas que causan a -- la estructura permanecer resonante. En estructuras cableadas la fijación de los cables puede eliminar la resonancia y en estructuras autosoportadas se puede eliminar si la estructu-- ra se compone de al menos tres diámetros diferentes.

III.2.6 QUEMADORES DE PISO .

El diseño de un quemador de piso es muy semejante al requere-- rido para un quemador elevado, sin embargo la diferencia -- principal es que para éste tipo de quemadores no se necesita estructura de soporte.

Una gran desventaja de los quemadores de piso es que debe -- estar lo bastante lejos de las instalaciones, línea y equi-- pos de la planta de proceso, por lo que se requiere un espa-- cio bastante considerable para este tipo de quemador. En ba-- se a la práctica, dependiendo del calor liberado, la distan-- cia libre mínima alrededor de un quemador puede variar de -- 75 a 150 metros aproximadamente.

Pero la gran ventaja de este tipo de quemadores con respecto a los quemadores elevados es que se facilita su mantenimiento y como su peso ó tamaño no es crítico, podrían considerarse -- características especiales de diseño.

Existen dos tipos de quemadores de piso:

- a. Quemadores de Superficie.
- b. Quemadores de Fosa.

a. Quemadores de Superficie. (ver fig. 17 página 76 .)

Los quemadores de Superficie tienen integrado un cabezal de quemadores parecidos a los incineradores, están formados por cámaras de combustión controladas que queman gases sin la producción de humo ni de flama visible. Para este tipo de quemadores se emplea un tipo especial de quemadores asistidos por eyectores de vapor.

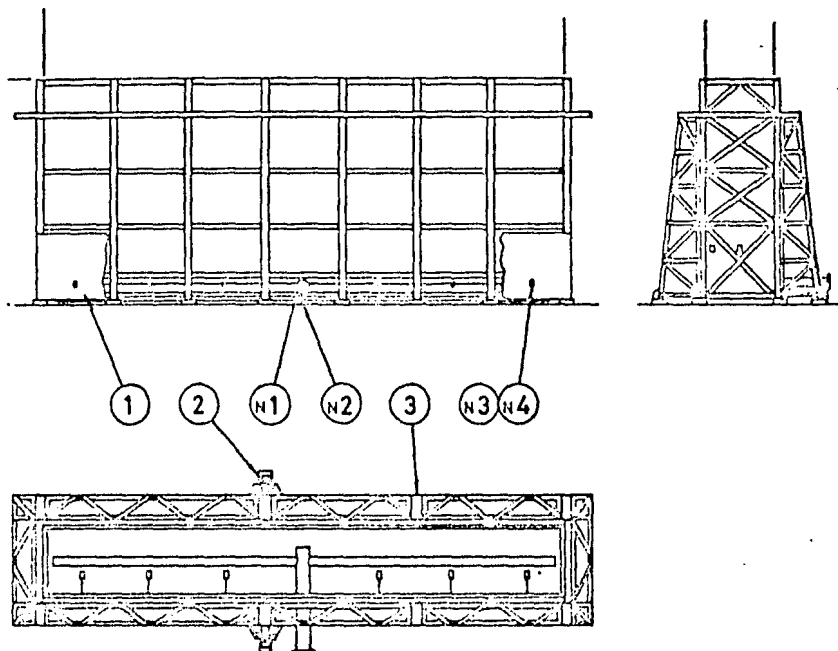
La capacidad normal de los quemadores de superficie está entre 22 500 y 45 000 Kg/hr de gases de desperdicio, para casos de emergencia en que flujo de gases a quemar sea mayor al flujo de diseño del quemador de superficie, el exceso de gas deberá ser desviado por medio de un sello de agua y quemado en un quemador elevado.

b. Quemadores de Fosa. (ver figura 18 página 77 .)

El sistema de quemadores a los cuales se les conoce comúnmente como "fosas", pueden ser del tipo sin humo o con humo.

Los quemadores de fosa sin humo normalmente poseen etapas múltiples de quemadores, las cuales constituyen lo que se denomina "parrilla". En algunos casos por ejemplo cada quemador tiene un diametro de aproximadamente de 76 mm y está diseñado para quemar 1.9 millones de Kcal/hr. Las múltiples etapas se requieren debido a las limitaciones del rango de operación por debajo del nivel normal de diseño ("turndown") que es aproximadamente de 6 a 1.

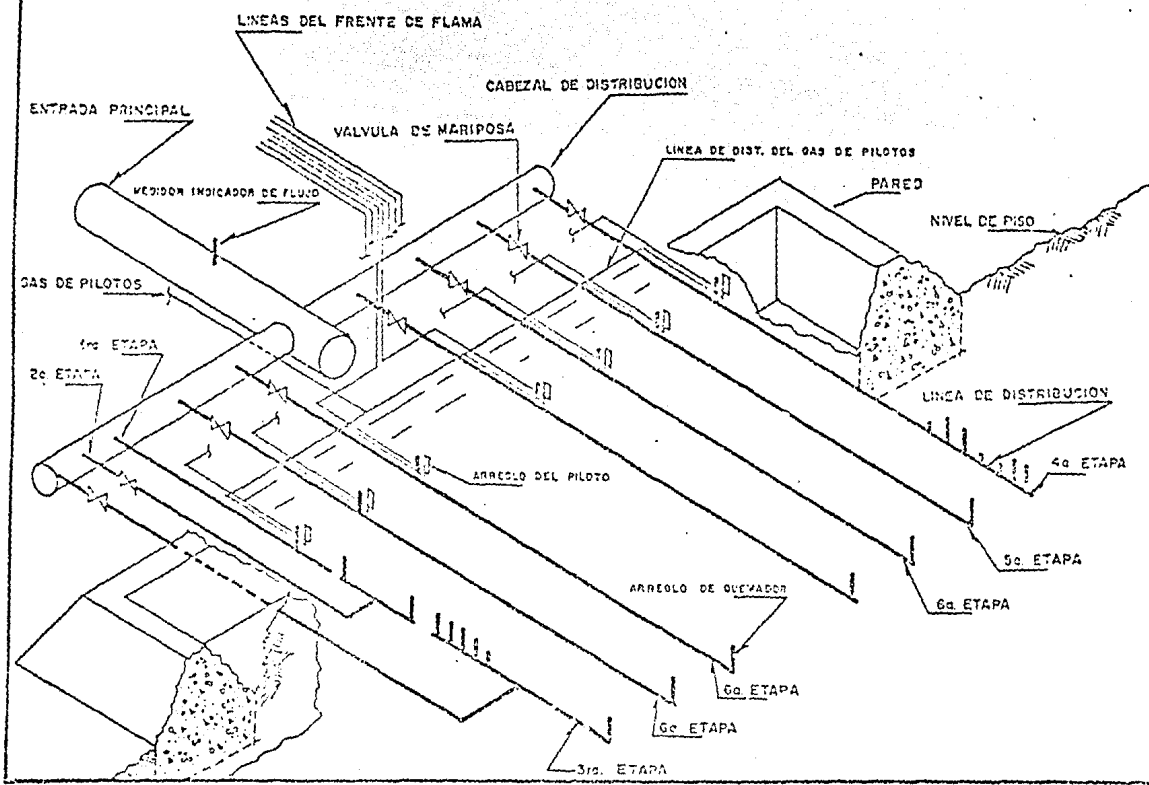
Los cabezales de estos tipos de quemadores se encuentran separados lo necesario con el objeto de que cada quemador tenga para una buena combustión el suficiente aire y los quemadores se ubican lo suficientemente cerca para asegurar un encendido en cadena.



No.	DESCRIPCION
1	PROTECCION CONTRA EL VIENTO
2	
3	ANGULAR DE REFUERZO
N1	ENTRADA DEL GAS DESFOGADO
N2	ENTRADA DE LA SUPRESION DE HUMO
N3	ENTRADA DEL GAS DE PILOTO
N4	ENTRADA DE LA LINEA DEL IGNITOR

FIGURA N.º 17 QUEMADOR DE PISO

FIGURA No. 18 QUEMADOR DE FOSA



Normalmente la "fosa", ocupa un espacio considerable de terreno y del orden de 20 m² aproximadamente y puede quemar hasta 113 000 Kg/hr de gas.

Otra ventaja de los quemadores de fosa, es que en éstos se pueden quemar fluidos líquidos. El líquido de desfogue se envía a la fosa y los quemadores se colocan en su superficie, en este tipo de quemador se emplean pilotos reflectables especiales.

III.2.7 FACTORES QUE INFLUYEN EN LA SELECCION DEL TIPO DE QUEMADOR.

Los factores que influyen básicamente en la selección del tipo de quemador son los siguientes.

- Espacio disponible en la planta de proceso.
- Costo de operación, Instalación y mantenimiento.
- Características del gas relevado.
- Reglamentos Locales de Contaminación.
- Relaciones Públicas.

III.2.8 Criterios Generales para el Diseño de un Quemador -- Elevado.

III.2.8.1 Información requerida para el diseño de un quemador elevado.

Básicamente para llevar a cabo el dimensionamiento de un quemador elevado, es necesario conocer la -- siguiente información del gas o mezcla de gases -- que se pretende quemar.

- Cantidad de masa del gas que se va a quemar.
- Composición del gas (Peso Molecular, Análisis Químico).
- Presión del gas.
- Temperatura del gas.
- Condiciones climatológicas del lugar donde se localizará el quemador.
- Dirección de los vientos
- Normas o Reglamentos locales sobre contaminación.

III.2.8.2 Principales Factores considerados en el diseño de un quemador elevado.

Para el dimensionamiento de un quemador elevado es necesario considerar los siguientes factores:

- lugar de la combustión.
- Propiedades de la combustión.
- Radiación de calor generado en la combustión.

III.2.8.2.1 Lugar de la Combustión.

En un quemador elevado la combustión se efectúa en circunstancias especiales, lo cual ocasionaría que se presenten fenómenos muy particulares; como el efecto del viento en la forma y longitud de la flama, su campo de radiación, generación de -- ruido, la formación y dispersión del humo y gases contaminan-

tes, etc. El entendimiento completo de estos fenómenos resulta indispensable para el correcto dimensionamiento del quemador y para la localización adecuada del mismo en donde se realizará la combustión, lo que lleva a resolver problemas ambientales y de seguridad en la operación del quemador.

III.2.9.2.2 Propiedades de la Combustión

En un sistema de desfogue cerrado las propiedades principales de la combustión, que deben ser consideradas son las siguientes:

- a. Flama
- b. Humo
- c. Ruido
- d. Contaminación del aire.

a. Flama

Una flama es una reacción química que se mantiene por sí misma y que ocurre en una zona distinta a la denominada zona de reacción. Hay dos tipos de flamas: flamas de difusión, las cuales se presentan debido a la ignición de una corriente de gas combustible fluyendo en el aire, este tipo de flamas se presentan en quemadores convencionales; y las flamas aireadas que ocurren cuando el gas combustible y el aire son premezclados antes de la combustión. La velocidad de combustión ó velocidad de la flama es la rapidez con la cual la flama viaja a la base de la misma, con la tendencia de ir hacia adentro de la mezcla de combustible que aún permanece sin quemar.

Para el caso de un quemador elevado, la flama esta normalmente sobre la punta del quemador, sin embargo a velocidades bajas del gas, el mezclado con aire se produce en la punta del quemador. Experimentos han mostrado que si un flujo suficiente de gas combustible se mantiene para producir una

flama visible desde nivel de piso, usualmente no será significativa la mezcla de gas con aire adentro de la boquilla -- del quemador. Para flujos bajos de gas, existe la posibilidad de que la combustión se produzca en forma parcial abajo de la punta del quemador, obteniéndose como resultado altas temperaturas en el quemador o el extinguimiento de la flama, con la subsecuente formación de una mezcla explosiva y la -- ignición súbita de esta mezcla provocada por el fuego en el piloto.

En una flama aireada, que se origina con un dispositivo de -- premezclados, un fenómeno conocido como "flashback" ó retroceso de la flama puede ocurrir. Este fenómeno se presenta -- cuando la velocidad lineal de la mezcla en combustión disminuye hasta un valor que la velocidad de la flama, causando -- que la flama tienda a regresar hacia el punto de mezclado.

Para ambos casos de flamas aireadas y de difusión, si la velocidad de flujo del combustible se incrementa hasta que --- exceda a la velocidad de la flama en todos sus puntos, en--- tonces la flama estará levantada sobre la punta del quemador, pudiendo tomar una nueva posición estable en la corriente del gas, como resultado de la mezcla turbulenta y de la dilución con el aire, conociéndosele a este fenómeno como explosión-- o "blow off". Con un piloto suficientemente largo, es posible asegurar que la flama de la corriente principal de gas -- permanezca en los límites de las regiones, ya que de lo contrario la diferencia de velocidades excedería al valor crítico y con esto ocurriría una explosión. Para prevenir una --- explosión se recomienda en base a la experiencia no exceda -- de 0.2 el No. de Mach, aunque evidencias han mostrado de que la estabilidad de la flama se mantiene con valores alrededor de 0.4 para el número de Mach, dependiendo de las caracte-- rísticas del gas relevado y del tipo de boquilla empleado -- principalmente.

Las aproximaciones adecuadas del No. de mach para el diseño es el siguiente:

<u>caso</u>	<u>No. Mach</u>
Desfogue de Emergencia	0.5
Desfogue Continuo	0.2

b. Humo

Aunque las razones exactas y los mecanismos por medio de los cuales se forma el humo, aún no se conocen completamente, si se puede asegurar que durante la combustión se genere el humo, manifestándose éste en las flamas luminosas de muchos hidrocarburos, debido a las partículas de carbón incandescentes que se forman bajo determinadas condiciones y estas partículas de carbón son liberadas como humo.

Se ha observado que la iluminación de la concentración de hidrógeno en las flamas disminuye la formación de humo, por medio de reacciones químicas que consumen el hidrógeno presente en la combustión.

El método más práctico para disminuir la formación de humo en quemadores, es la adición de vapor de agua. El vapor de agua tiene gran efecto cuando éste es inyectado en la flama justo arriba de la boquilla de descarga del quemador, de tal forma que pueda también introducir algo de aire en esta región para mantener la presencia de oxígeno.

Cuando el vapor de agua no está disponible, aire comprimido e inclusive agua puede ser usada. Sin embargo, las cantidades de agua son enormes, pruebas realizadas en un quemador de piso en donde se utilizó agua para disminuir la formación de humo en el quemado de butano, mostraron que una relación de 14 Kg de agua por cada Kg de butano fue requerida. En el caso de un quemador pequeño portátil, un ventilador acciona-

dor por un motor eléctrico puede ser usado para suministrar aire a la flama, pero tal quemador depende de la disponibilidad de la energía eléctrica.

La acción del vapor de agua en la disminución de humo es entendida sino en detalle, si en principio. En teoría, se sostiene que el vapor de agua rompe las moléculas de hidrocarburos, minimizando con esto la polimerización y provocando que se formen compuestos de oxígeno que se formen compuestos de oxígeno que se logran quemar a una velocidad mayor y a una temperatura que no permite el fraccionamiento y la polimerización de las moléculas. Por otro lado se dice que el vapor de agua reacciona con las partículas de carbón para formar monóxido de carbono, dióxido de carbono e hidrógeno y con esto se remueven las partículas de carbón antes de enfriarse y formar humo.

c. Ruido

Existen varios tipos de ruido asociados con los quemadores. El ruido está presente en procesos de emergencia, así como en procesos continuos generalmente no se ha encontrado que en procesos de emergencia el ruido sea problemático, sin embargo el ruido que se origina en los procesos de quemado continuo, debido a su larga duración resulta muy molesto.

Como ya se apuntó anteriormente, el vapor de agua es usado para disminuir la formación de humo y este fenómeno una fuente de producción de ruido. El ruido puede estar asociado con los chorros sónicos de vapor de agua que son inyectados a la boquilla del quemador, particularmente cuando la velocidad de quemado es baja y los chorros de vapor de agua inciden sobre la boquilla. Los procedimientos para minimizar este fenómeno están incluidos en el propio diseño de la boquilla que admite la inyección de vapor de agua. Los procesos de combustión contribuyen por sí mismos poco al ruido

producido durante los procesos de quemado continuo.

El problema de ruido más serio y del que se tiene poco conocimiento, tiene su origen en el tambor de sello de líquido localizado en la base del quemador y el cabezal del mismo, los cuales forman un sistema acústico complicado. Pocos documentos con información se encuentran disponibles para este sistema, pero evidencias prácticas lo definen como un ruido explosivo sordo (parecido al resoplido de una locomotora). Algunos investigadores describen dos posibles fuentes en el quemador en operación que pueden producir este efecto, uno es la frecuencia vibracional del agua que forma el sello y el otro es el retroceso de la flama, como resultado de la entrada de aire al quemador, por la parte superior donde se encuentra la boquilla, cuando la velocidad de quemado es muy baja.

El nivel de ruido debe ser tomado en cuenta en el diseño del quemador, ya que puede resultar lo suficientemente fuerte para causar un daño permanente al sentido del oído del personal de operación.

d. Contaminación del aire.

Los problemas relacionados con la contaminación proporcionan usualmente exenciones para las descargas que ocurren solo bajo condiciones de emergencia. Es obvio, sin embargo que la concentración a nivel del piso o en otros lugares de interés debe ser controlada sin importar que la concentración aceptada para descargas de emergencia ocasional puedan ser mucho más alta que para emisiones continuas.

Los métodos para el tratamiento de gases contaminantes y para algunos casos particulares son discutidos ampliamente en el Manual on Disposal of Refinery Wastes, Volumen II del API.

III.2.8.2.3 Radiación de calor originada en la combustión.

Como se sabe hay tres formas o mecanismos diferentes en las que el calor puede pasar de la fuente al receptor, aún cuando muchas de las aplicaciones en la ingeniería son combinaciones de dos o de las tres formas. Estas son: conducción, convección y radiación.

La radiación térmica es energía electromagnética en transporte, involucra la energía radiante desde una fuente a un receptor y se emite de la materia (fuente de radiación) que se encuentra en estado de excitación causada por la temperatura.

Basándose en la segunda Ley de la termodinámica, Boltzman estableció que la velocidad a la cual una fuente genera calor es:

$$dQ = \sigma \epsilon dA T^4 \dots (20)$$

Esta ecuación se conoce como la Ley de la cuarta potencia, T es la temperatura absoluta, σ es una σ te. adimensional, pero ϵ es un factor peculiar a la radiación y se llama emisividad. La emisividad, al igual que la conductividad térmica k (conducción) y el coeficiente de transferencia de calor h (convección), debe también determinarse experimentalmente.

El principal problema por la presencia de un quemador en una planta de proceso es el de seguridad. Personal de operación y equipos de proceso deben ser protegidos de la intensidad de radiación generada en la flama del quemador operado. Longitudes de flama del orden de 100 metros han sido reportadas para casos de emergencia.

Para determinar la localización y altura del quemador elevado es necesario considerar los efectos de radiación de calor sobre el personal y equipo, puesto que una falla importante-

en la planta puede dar lugar a la formación de una flama de tamaño considerable. Varias investigaciones se han realizado para determinar el efecto de la radiación de calor sobre el cuerpo humano, encontrándose los siguientes valores como límites (los cuales pueden ser utilizados para fines de diseño del quemador) :

Intensidad de calor Radiante (BTU/hr -ft ²)	Umbral del Dolor (seg)	Ampollamiento (seg)
5390	-	5
2000	8	20
440	00	00

Un nivel seguro de intensidad de radiación por tiempo de --- exposición ilimitado es 440 BTU/hr-ft² . Con una intensidad de 2000 BTU/hr-ft² (seis veces la intensidad de radiación --- solar), el tiempo de inicio de dolor es de 8 seg.; de aquí - si se toma como base el tiempo necesario para que un opera-- dor se ubique en lugar seguro, la radiación no deberá ser --- mayor de 1500 BTU/hr-ft² .

Un quemador lo bastante alto es suficiente para evitar esta situación, pero muchas veces es prácticamente poco económico, por lo que deben de tomarse otras medidas para garantizar la seguridad en la vecindad del quemador.

El efecto de la radiación de calor sobre equipo, se muestra en la fig. No. 19 . La temperatura del equipo metálico --- aumenta en función al tiempo de exposición, mientras más alta sea la intensidad, mayor resultará la temperatura del --- equipo. La fig. No. 20 curval, muestra las temperaturas --- teoricas de equilibrio para objetos con una conductividad --- semejante al acero, en la misma figura curva 2, para una con ductividad más baja aproximadamente como la de la madera.

FIGURA N. 19

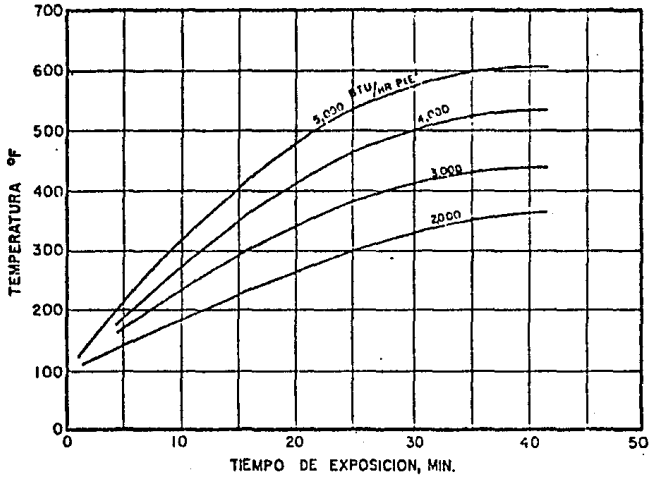
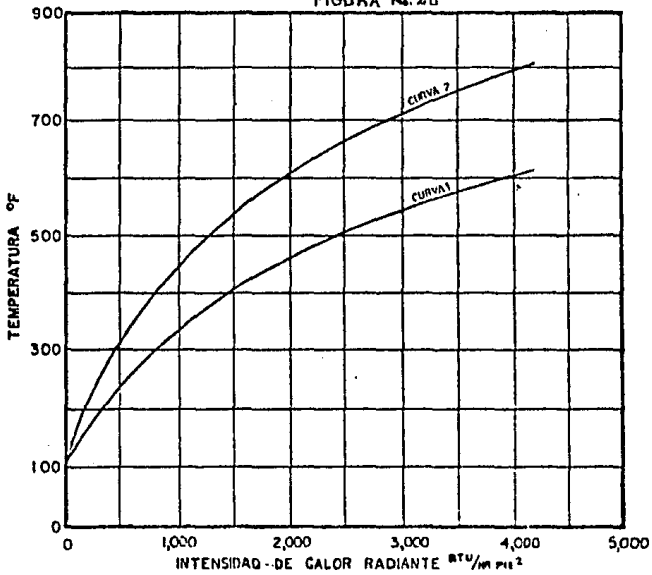


FIGURA N. 28



Las temperaturas en recipientes que contienen fluidos en movimiento, lógicamente resultarán menores debido a la absorción de calor por el fluido.

En el caso de la curva 2 las temperaturas de equilibrio se alcanzan en un tiempo más corto comparadas con la curva 1. - La deshidratación de la madera toma lugar a 500 °F, la descomposición a 700 °F, y la ignición a 800 °F aproximadamente, que corresponden a 1300, 3000 y 4000 BTU/hr-ft² respectivamente, teniendo la posibilidad de inflamarse, así como ----- también los recubrimientos de pintura sobre los equipos. Es por estos motivos que se recomienda la protección del equipo por medio de regaderas de aguas, si es que la instalación de un quemador lo suficientemente elevado es impracticable.

Resumiendo, para una intensidad calorífica de 1500 ----- BTU/hr-ft² o mayor es necesario proteger al personal y para una intensidad calorífica de 3000 BTU/hr-ft² o mayores es ----- además necesaria la protección del equipo (ver figura No. 21)

Para precedir la radiación térmica originada en la flama del quemador, es costumbre utilizar un modelo que considera en el centro real de la flama el punto de origen de la radiación. La ecuación N° 21 presentada a continuación obtenida por Majek y Ludwig, se usa generalmente para determinar la distancia requerida entre el punto medio de la flama y el punto que ----- estará expuesto a la radiación, como se observa en la ----- fig. No.

$$D = \sqrt{\frac{FQ}{4\pi q}} \quad \dots \dots \dots (21)$$

FIGURA No. 21

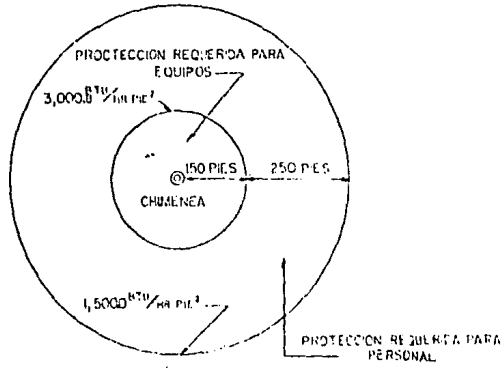
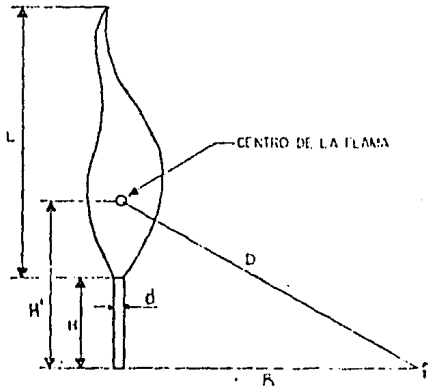


FIGURA No. 22



donde:

D= Distancia mínima del punto medio de la flama al punto considerado.

F= Fracción de calor radiado.

Q= $W \times LHN$ = Flujo de calor total liberada.

q= $q_d - q_s$ = Radiación permisible, incluye, radiación solar.

W= Flujo total de gas relevado.

LHN= Poder calorífico

q_d= Intensidad de calor de radiación permisible.

q_s= Intensidad de calor por radiación solar.

El factor **F** considera que no todo el calor generado en la flama puede ser liberado como radiación, su valor depende de una función complicada de las condiciones de flujo y de la cinética química del proceso de combustión. Los valores presentados a continuación han sido sugeridos como resultados de las investigaciones hechas por Brustowski y Sommer.

Gas	F	Peso Molecular	C/H
Metano	0.16 - 0.20	16	3
Propano	0.33	44	4.5
Butano	0.30	58	4.8
Etileno	0.38	28	6
Hidrocarburos	0.40	-	-

Otra relación práctica propuesta por Tan para valores de **F** es la siguiente:

$$F = 0.048 \bar{M}^{1/2} \dots (22)$$

donde:

\tilde{M} = Peso molecular del gas o de la mezcla de gasen en combustión.

III.2.8.3 Procedimiento de cálculo empleado en el diseño de un quemador elevado. Existen diversos métodos de cálculo publicados para determinar las dimensiones adecuadas de un quemador elevado, basados en niveles aceptables de radiación de calor generada en la flama, a varios puntos alrededor del quemador. Los métodos son conocidos comunmente con el nombre de su autor tales como: Kent, Brzustowski, soen H. tan, Reed, -- API- RP-521 (Guía para sistemas de relevo de presión, y de -- Presurización), etc.,.

A continuación se presentará el procedimiento de cálculo recomendado por el API- RP- 521 para establecer las dimensiones del quemador elevado que cumpla con la combustión del flujo de gas desfogado en la Terminal de Almacenamiento de Gases -- Licuados de Petróleo cuyas características fueren presentadas en el capítulo II.

III.2.8.3.1 Método API-RP-521 para quemadores elevados

El procedimiento de cálculo para el diseño de un quemador -- elevado basado en el API-RP-521 es el siguiente:

A. Determinar las bases diseño para los cálculos del quemador elevado.

A.1 Propiedades del gas

- PM = Peso Molecular (Lb/Lb mol)
- LHV = Valor Calorífico Neto (BTU/pie)
- T = Temperatura (°R)
- $K = \frac{c_p}{c_v}$ = Relación de calores específicos
- W = Flujo del gas desfogado (Lb/hr)

A.2 Bases de diseño del viento

- Dirección del viento
- velocidad del viento (Uw)

A.3 Número de Mach de Diseño.

Emplear el No. de Mach según el caso de operación
(ver sección III.2.8.2.2)

B. Cálculo de la velocidad sónica de los gases desfogados
(vs)

$$v_s = 223 \sqrt{\frac{KT}{PM}} \quad \left[\text{ft/seg} \right] \quad \dots \dots (23)$$

C. Cálculo de la velocidad de salida máxima permisible de los gases desfogados (vsal.)

$$V_{sal.} = \text{No. Mach} \times v_s \quad \left[\text{ft/seg} \right] \quad \dots \dots (24)$$

D. Cálculo de la velocidad real de flujo volumétrica a la salida del quemador. (ACFS)

$$\text{ACFS} = \frac{W}{3600} \cdot \frac{379}{\text{PM}} \cdot \frac{T}{520} \cdot \frac{1}{P} \left[\text{pies}^3/\text{seg} \right] \dots (25)$$

CONDICIONES NORMALES: $T = 60^\circ\text{F}$ $p = 1 \text{ atm}$

E. Cálculo de diámetro del quemador elevado (d)

$$d = 12 \sqrt{\frac{4}{\pi} \frac{\text{ACFS}}{V_{\text{sal}}}} \left[\text{p}^{\frac{1}{4}} \right] \dots (26)$$

El diámetro redondearlo al valor comercial inmediato superior.

F. Cálculo de la longitud de la flama (L) ver fig. No. 23.

$$L = \exp \left[(1.0917 \log_{10} Q) - 5 \right] \left[\text{ft} \right] \dots (27)$$

donde:

$$Q = \text{Flujo de Calor relevado} \left[\text{BTU/hr} \right]$$

$$Q = W X (\text{LHV}) \dots (28)$$

G. Distorsión de la flama causada por el viento.

La distorsión de la flama se calcula utilizando las curvas presentadas en la figura No. 24, en la cuál se grafica la relación de las velocidades del viento y del gas desfogado $\frac{U_w}{U_j}$ contra los términos $\frac{\Delta Y/L}{6}$ ó $\frac{\Delta X/L}{6}$ permitiendo encontrar así el centro de la flama.

H. Cálculo de la distancia (D) requerida desde el centro de la flama a un punto con un nivel de intensidad de radiación máxima permisible (q) de 1500 BTU/hr ft² (incluye radiación solar de 300 BTU/hrft²) a una distancia de 150 ft. ver fig. No. 25.

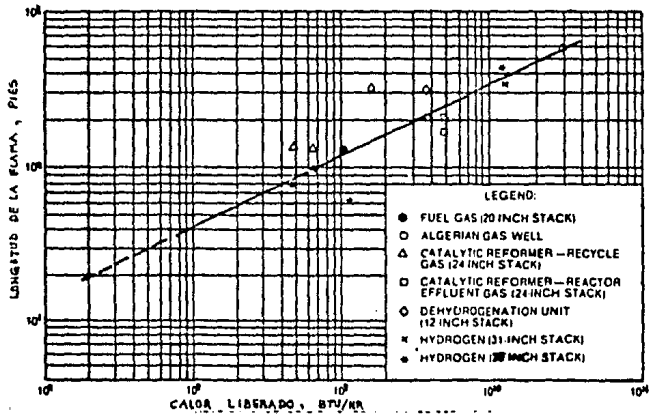
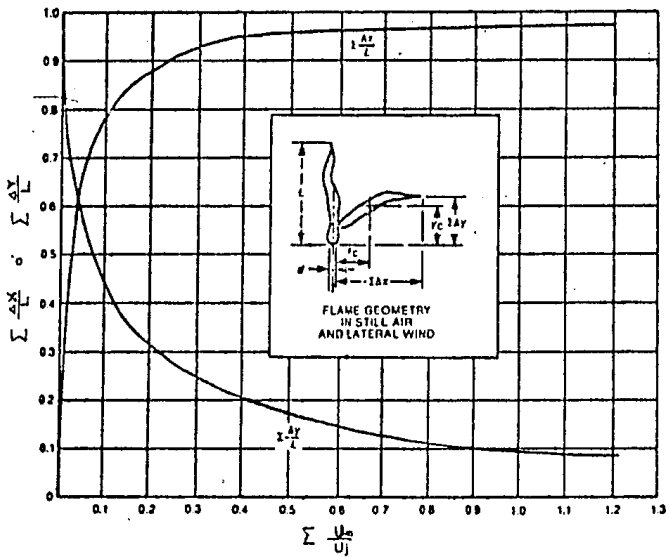


FIGURA No. 23 LONGITUD DE LA FLAMA VS. CALOR LIBERADO. DESTIQUES INDUSTRIALES

FIGURA No. 24 DISTORSION APROXIMADA DE LA FLAMA POR EFECTO DEL VIENTO



NOTA: U_0 = VELOCIDAD DEL VIENTO ; U_j = VELOCIDAD DEL GAS A LA SALIDA DE LA CHIMENEA

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

donde:

F = Fracción del calor radiado

Q = Flujo de Calor relevado

q = Intensidad de radiación máxima permisible (incluye radiación solar)

I. Cálculo de la altura y localización adecuada del quemador

Conociendo la distancia requerida desde el centro de la flama a cualquier punto de interés y considerando la geometría del lugar disponible para localizar al quemador, se procede a determinar la altura y ubicación adecuada del quemador elevado.

III.2.9.4 Características que debe cumplir el diseño de un quemador elevado.

En resumen el diseño de un quemador elevado debe satisfacerlo siguiente:

- Que tenga la capacidad de quemar toda la masa de fluido relevado.
- Los vapores que lleguen al quemador deberán estar completamente libres de líquido.
- Reducir al mínimo la formación de humo.
- Prevención del retorno de la flama
- Cumplir con la localización y altura adecuadas para dar seguridad al personal y equipos en la planta.

CAPITULO IV.

CALCULO DEL SISTEMA DE DESFOGUE.

Primeramente en este capítulo se calcula el tamaño del orificio de las válvulas de seguridad que protegen los recipientes esféricos de la terminal, contemplando la causa del relevo por fuego en la zona de almacenamiento.

Posteriormente se calcula el diámetro de la tubería (ca-bezal de relevo) que permite el desalajo de la masa relevada en las válvulas de seguridad hacia el quemador elevado mediante un programa de cálculo que aparece en la Chemical Engineering para las calculadoras TI-58/TI-59 considerando flujo isotérmico, por lo que la variación de las propiedades físicas de la corriente desfogada pueden suponerse como constantes.

IV. 1 CÁLCULO DE LAS VALVULAS DE SEGURIDAD.

IV. 1. 1 INFORMACION PARA EL CÁLCULO.

- Causa del relevo : Fuego
- Producto almacenado: Gases licuados de petróleo.
- Peso molecular: 50.71 lb/lbmol
- Recipiente esférico de diámetro = 18.9 metros, sin aislante y 20 metros sobre el piso.
- Presión de operación: 8.47 Kg/cm² MAN.
- Temperatura de operación = 40°C
- Presión de diseño = 10.55 Kg/cm² MAN= 150 psig.
- Temperatura de entrada en la válvula (relevo) a la presión de Diseño = 119.7°F.
- Calor de vaporización (λ) 143.4 BTU/lb a P,T de relevo
- $K = C p/Cv = 1.233$
- $Z = 1.0$

IV. 1.2 Cálculo de la masa a relevar (W)

Por fuego:

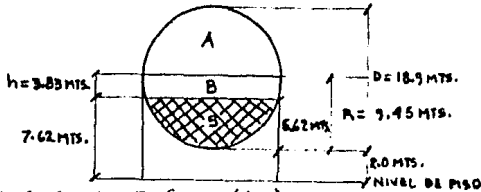
$$W = \frac{Q}{\lambda}$$

$$Q = 21,000 \cdot F \cdot 0.82$$

F = 1.0 para recipientes sin aislamiento

S = Area mojada del recipiente expuesta al fuego para una altura de la flama de 7.62 Mts.

Considerando la siguiente figura:



Area total de la Esfera (A_t)

$$A_t = A + B + S$$

$$A_t = 4\pi R^2 = \pi D^2 = \pi (18.9)^2 = 1122.2 \text{ M}^2$$

$$A = \frac{A_t}{2} = 561.1 \text{ m}^2$$

$$B = \pi D h = \pi \cdot (18.9) \cdot (3.83) = 227.4 \text{ m}^2$$

$$A + B = 561.1 + 227.4 = 788.5 \text{ m}^2$$

$$S = A_t - (A + B)$$

$$S = 1122.2 - 788.5 = 333.7 \text{ m}^2 = 3592 \text{ ft}^2$$

sustituyendo :

$$Q = 21\,000 \cdot (1.0) \cdot (3592)^{0.82}$$

$$Q = 17,282,043.0 \frac{\text{BTU}}{\text{HR}}$$

entonces:

$$W = \frac{Q}{\eta} = \frac{17,282,043.0}{143.4} \frac{\text{BTU/HR}}{\text{BTU/LB}}$$

$$W = 120,517.0 \text{ lb/Hr.}$$

Flujo total a relevar de las dos válvulas de las esferas de almacenamiento A y B.

$$W_t = 120,517.0 \times 2 = 241,034 \frac{\text{lb}}{\text{HR}}$$

IV. 1. 3 Cálculo del area de flujo requerida en las válvulas de seguridad (2), con la ecuación (7).

$$a = \frac{W}{K K_b C p_1} \cdot \left(\frac{T Z}{K_1} \right)^{1/2}$$

Considerando 20% de sobrepresión.

$$P_1 = P_x 1.2 + 12.76 = 150 \times 1.2 + 12.76 = 192.76 \text{ psia.}$$

Cálculo del coeficiente del orificio (c)

$$C = 520 \left[n \cdot \left(\frac{2}{n+1} \right) \frac{n+1}{n-1} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$C = 520 \left[1.233 \left(\frac{2}{1.233+1} \right) \frac{1.233+1}{1.233-1} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$C = 520 \left[1.233 (0.896) 9.58 \right]^{\frac{1}{2}} = 341.2$$

$K_b = 1.0$ (Se supone porque se desconoce la contrapresión a la salida de la válvula)

$K = 0.975$ (Valor promedio establecido por fabricantes de válvulas de seguridad).

Sustituyendo:

$$a = \frac{120 \cdot 517.0 \text{ lb/hr.}}{0.975 (1.0) (341.2) (192.76 \text{ psia})} \cdot \left(\frac{1.0 (580.0^\circ\text{R})}{50.71 \text{ lb/lb mol}} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$a = 1.879 \times 3.381 = 6.352 \text{ plg}^2$$

- Área requerida de las válvulas de seguridad = 6.352 plg²

- Área seleccionada de acuerdo al valor inmediato superior de estándares de fabricantes = 6.38 plg² "p".

IV. 2 CALCULO DE LA TUBERIA DE DESFOGUE.

IV. 2. 1 METODO Y PROGRAMA DE CALCULO.

Muchos métodos basados en flujo isotérmico han sido desarrollados para dimensionar cabezales de relevo como los mencionados en el capítulo III, los cuales requieren de soluciones de prueba y error muy tediosas.

Para el dimensionamiento del cabezal de relevo de la terminal de almacenamiento de gases licuados de petróleo se presenta un método de cálculo simple que puede resolver satisfactoriamente problemas de tubería de desfogue.

El programa de cálculo diseñado para las calculadoras TI-58 y TI-59 (Texas Instruments), asume que el flujo es isotérmico y que cada presión corriente arriba o corriente abajo es conocida, así el número de Mach puede ser calculado a la entrada y a la salida en donde la velocidad sónica puede ser una limitante importante en el flujo.

El programa de cálculo empleado se enlista en la tabla No. 2 y sus instrucciones estan dadas en la tabla No. 3.

IV. 2. 2. ALGORITMO.

Para una sección de tubo, la ecuación de flujo isotérmico basada en la presión de entrada es:

$$fL/D = (1/M_1^2) [1 - (P_2/P_1)^2] - \ln (P_1/P_2) \dots (29)$$

Si hacemos r igual a la relación de P_1 a P_2 entonces.

$$v^2 = v_1^2 M_1^2 (fL/D + \ln r^2) + 1 \dots (30)$$

TABLA N.º 2 PROGRAMA PARA FLUID COMPRESIBLE

Location	Code	Key	Location	Code	Key	Location	Code	Key
Enter P, Q, unit Pa								
000	76	LBL	077	19	19	140	24	24
001	12	B	078	55	+	161	85	+
002	42	STO	079	43	RCL	162	43	RCL
003	12	12	080	03	03	163	25	25
004	86	STF	081	95	+	164	23	LWX
005	00	00	082	42	STO	165	54	+
006	91	R/S	083	20	20	166	87	IFF
007	76	LBL	084	91	R/S	167	00	00
Enter P, Q, unit Pa								
008	13	C	085	43	RCL	168	17	B'
009	42	STO	086	06	06	169	65	X
010	12	12	087	55	+	170	43	RCL
011	22	INV	088	43	RCL	171	25	25
012	86	STF	089	10	10	172	76	LBL
013	00	00	090	65	X	173	17	B'
014	91	R/S	091	43	RCL	174	05	+
Enter P, Q, unit Pa								
015	76	LBL	092	14	14	175	01	1
016	11	R	093	35	1/X	176	95	=
017	42	STO	094	35	+	177	52	EE
018	14	14	095	42	STO	178	58	FIX
Calc A								
019	43	RCL	096	21	21	179	02	02
020	14	14	097	43	RCL	180	32	XIT
021	91	X	098	11	11	181	43	RCL
022	65	X	099	55	+	182	25	25
023	89	R	100	43	RCL	183	67	EA
024	55	+	101	20	20	184	19	D'
025	04	4	102	95	+	185	32	XIT
026	95	+	103	42	STO	186	42	STO
027	42	STO	104	22	22	187	25	25
028	15	15	105	04	4	Calc C		
Calc P, Q, unit Pa								
029	43	RCL	106	42	STO	188	61	GT0
030	01	01	107	05	05	189	16	R'
031	55	+	108	01	1	190	76	LBL
032	43	RCL	109	42	STO	191	19	D'
033	12	12	110	23	23	192	22	INV
034	95	+	111	76	LBL	193	52	EE
035	42	STO	112	15	E	194	58	FIX
036	16	16	113	53	C	195	09	03
037	53	C	114	43	RCL	196	34	FX
038	43	RCL	115	21	21	197	42	STO
039	07	07	116	85	+	198	26	26
040	65	X	117	43	RCL	Calc P, Q		
041	43	RCL	118	22	22	199	87	IFF
042	02	02	119	45	X	200	00	00
043	55	+	120	43	RCL	201	18	C
044	43	RCL	121	23	23	202	43	RCL
045	05	05	122	34	FX	203	12	12
046	54	+	123	35	1/X	204	55	+
047	34	FX	124	54	+	205	43	RCL
048	42	STO	125	28	LOG	206	26	26
049	17	17	126	65	X	207	95	=
Calc M								
050	43	RCL	127	02	2	208	91	R/S
051	08	08	128	94	R/S	209	42	STO
052	65	X	129	95	+	210	13	13
053	43	RCL	130	35	1/X	Calc P, Q		
054	16	16	131	33	XX	211	71	SBR
055	55	+	132	42	STO	212	14	D
056	43	RCL	133	23	23	213	76	LBL
057	15	15	134	97	05T	214	18	C
058	65	X	135	09	09	215	43	RCL
059	43	RCL	136	15	E	216	12	12
060	17	17	137	91	R/S	217	65	X
061	15	15	138	43	RCL	218	43	RCL
062	42	STO	139	23	23	219	26	26
063	18	18	140	65	X	220	95	=
064	91	R/S	141	43	RCL	221	91	R/S
Calc N								
065	43	RCL	142	04	04	222	42	STO
066	01	01	143	55	+	223	13	13
067	55	+	144	43	RCL	Calc A		
068	43	RCL	145	14	14	224	71	SBR
069	15	15	146	95	+	225	14	D
070	55	+	147	42	STO	226	76	LBL
071	42	STO	148	24	24	227	14	D
072	15	15	149	01	1	228	43	RCL
073	43	RCL	150	42	STO	229	13	13
074	14	14	151	25	25	230	75	+
075	65	X	152	76	LBL	231	43	RCL
076	43	RCL	153	14	R'	232	12	12
			154	43	RCL	233	95	+
			155	18	18	234	50	IXI
			156	33	XX	235	91	R/S
			157	45	X	Enter P, Q, unit Pa		
			158	53	C	236	43	RCL
			159	43	RCL	237	13	13
						238	91	R/S
						239	81	RST

TABLA No. 3 INSTRUCCIONES DEL USUARIO

Step	Procedure	Enter	Press	Display
1.	Clear program memory		2nd CP	
2.	Enter learn mode		LRN	000 00
3.	Enter program			
4.	Exit learn mode		LRN	0
5.	Enter stored data:			
	W , lb/h	W	STO 01	W
	T , °R	T	STO 02	T
	μ , lb/ft-h	$\mu \times 2.42$	STO 03	μ
	L , ft	L	STO 04	L
	M_w	M_w	STO 05	M_w
	ϵ , ft	0.00015 (for CS pipe)	STO 06	0.00015
	Z	Z	STO 07	Z
	Factor in Mach number	0.00001336	STO 08	0.00001336
	Constant in Colebrook equation	3.7	STO 10*	3.7
	Constant in Colebrook equation	2.51	STO 11	2.51
6.	Enter P_1 or P_2 as independent variable	P_1 or P_2	C B	P_1 or P_2
7.	Enter D , ft, and initialize:	$d + 12$	A	
	Read M_1 if P_1 entered		R/S	M_1
	M_2 if P_2 entered		R/S	or M_2
	Read Reynolds number		R/S	Re
	Read Darcy friction factor		R/S	f
	Read P_2 if P_1 entered } Dependent		R/S	P_2 or P_1
	P_1 if P_2 entered } variable		R/S	
	Read ωP		R/S	ωP
8.	Retrieve dependent variable (P_2 or P_1)		R/S	P_2 or P_1
9.	Enter displayed dependent variable	P_2 or P_1	B C	P_2 or P_1
10.	Re-enter D (RCL 14 or enter directly)	D	A	
11.	Read missing M at first R/S (M_2 for P_2 or M_1 for P_1 entered in Step 9)		R/S	M_2 or M_1

*Reg D9 is reserved for iteration.

También si M_2 es el número de MACH a la salida, entonces $rM_1 = M_2$ por lo que:

$$r^2 = M_2^2 (fL/D + \ln r^2) + 1 \quad \dots (31)$$

El número de mach es calculado de la relación de la velocidad real de flujo a la velocidad sónica, la cuál es calculada de la siguiente ecuación.

$$V_s = \left[\frac{g_c R T}{M_w} \right]^{1/2} \quad \dots (32)$$

La ecuación anterior se puede reducir a:

$$V_s = 223 \left[\frac{T}{M_w} \right]^{1/2} \quad \dots (33)$$

La velocidad real del flujo puede ser expresada como:

$$V_a = \frac{W}{\rho A} \quad \dots (34)$$

Y para gases reales de la ley del gas ideal:

$$\rho = \frac{P M_w}{z R T} \quad \dots (35)$$

Entonces:

$$V_a = \left[\frac{W}{A} \right] \left[\frac{z R T}{P M_w} \right] \quad \dots (36)$$

Combinando las ecuaciones (33) y (36), reduciendo a unidades consistentes y simplificando, tenemos el número de MACH.

$$M = 0.0001336 \left[\frac{W}{P A} \right] \left[\frac{z T}{M_w} \right] \quad \dots (37)$$

Para uso industrial se puede utilizar un número MACH = 0.7 como la máxima velocidad permisible; puesto que r esta implícita en las ecuaciones (30) y (31), r^2 es calculada suponiendo $r^2 = 1$

y ejecutando el programa hasta que r^2 real sea igual a r^2 supuesta.

El factor de fricción Darcy f , es calculado de la ecuación de Colebrook, dicha ecuación es expresada de la siguiente forma:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left[\frac{f}{3.7 D} + \frac{2.51}{N_{Re} \sqrt{f}} \right] \dots (38)$$

Como se puede observar la ecuación anterior esta implícita en f . Suponiendo $\sqrt{f} = 1$ y resolviendo por prueba y error, -- usando una convergencia por el método Newton-Raphson ± 0.00001 , el factor de fricción puede ser calculado con suficiente precisión.

NOMENCLATURA

- A = Área de la Sección Transversal interna del tubo, ft²
- D = Diámetro interno, ft
- f = Factor de fricción Darcy
- G = Masa velocidad, lb / hr-ft²
- gc = Constante Gravitacional, 32.17 lb-ft/lb_f sec²
- V = Relación de capacidades caloríficas Cp / Cv
- I = Longitud Equivalente, ft
- M₁ = Número Mach a la Entrada del tubo
- M₂ = Número de Mach a la Salida del tubo
- M_w = Peso Molecular del Gas
- MABP = Contrapresión Máxima Permisible, psia
- N_{Re} = Número de Reynolds
- P₁ = Presión a la Entrada del tubo, psia
- P₂ = Presión a la Salida del tubo, psia
- P_{WUSTE} = Presión de relevo de la válvula, psig
- R = Constante de la ley de Gas Ideal, 1.543 ft-lb_f/°R-lb mol
- r = Relación de P₂ a P₁
- T = Temperatura Absoluta, °R
- Va = Velocidad Real de Flujo, ft/seg
- Vs = Velocidad Sónica, ft/seg
- W = Flujo de Gas, lb/hr
- Z = Factor de Compresibilidad del Gas
- É = Rugosidad Absoluta, ft (0.00015" para tubos de Acero al carbón)
- ρ = Densidad, lb/ft³
- μ = Viscosidad, en cP x 2.42 = lb/ft-hr

IV. 2. 3

DATOS Y RESULTADOS.

Considerando la localización del quemador elevado que se muestra en la figura No. 27 desarrollada en el Capítulo V, y por otra parte tomando en cuenta la ubicación de las esferas de almacenamiento figura No. 1, se obtienen las longitudes de tubería desde las válvulas de seguridad hacia la base del quemador ver figura No. 25.

Por último mediante la aplicación del programa de cálculo indicado en la sección IV. 2. 1, en la tabla No. 4 aparecen los diámetros calculados para las distintas secciones de tubería de la figura No. 25, nótese que se consideró válvulas balanceadas por lo que las contrapresiones máximas permisibles (MABP) se tomaron como el 30% de la presión de ajuste de las válvulas y para el quemador elevado una $\Delta P = 3.0$ Psig.

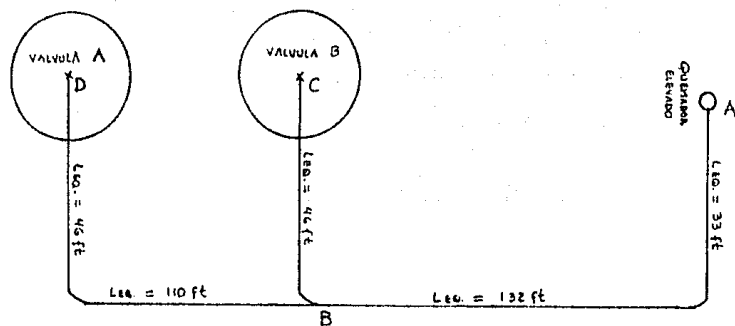


FIGURA N.º 25 SECCIONES TUBERIA DE DESFOQUE

TABLA No. 4 DATOS Y RESULTADOS PARA LA TUBERIA DE DESFOGUE

	FLARE	SECCION AB	SECCION BC	SECCION BD
ϕ_N , in	18	14	8	8
CEBILLO	40	40	40	40
D, ft	1.5	1.667	0.667	0.667
L, ft	221	165	46	156
W , lb/4v	241 034	241 034	120 517	120 517
z	1.0	1.0	1.0	1.0
T, °R	580	580	580	580
PM,	50.71	50.71	50.71	50.71
μ	0.02	0.02	0.02	0.02
MABP, psia	—	—	57.76	57.76
P_2 , psia	12.76 (ATMOSFERICA)	15.673	22.504	22.504
VALORES CALCULADOS				
M_2	0.483	0.649	0.693	0.693
N_{Re}	10 229 800.7	13 152 600.8	11 508 325.8	11 508 325.8
f	0.01216	0.01269	0.01415	0.01415
P_1	15.679	22.504	29.531	39.876
ΔP	2.9197	6.8246	7.0952	17.373

CAPITULO V

V. CALCULO DEL QUEMADOR ELEVADO.

A continuación se presenta el cálculo del quemador elevado basado en el procedimiento recomendado por el API RP 521.

V.1 Bases de diseño para el cálculo del quemador elevado.

A. Propiedades del gas a quemar.

- Tipo de fluido: gases licuados de petróleo (LPG)
- PM = 50.71 lb/lb mol.
- LHV = 19,648 BTU/lb
- T = 580°R
- $K = \frac{C_p}{C_v} = 1.233$
- W = 241,034 lb/hr.
- Presión atmosférica = 12.76 psia = 660 mm Hg.

B. Bases de diseño del viento.

Dirección del viento dominante: N.E. a S. W.

Velocidad del viento: 10 MPH (15.0 ft/seg).

C. Número Mach de diseño = 0.5 (ver sección III. 2.8.2.2.)

V.2 Cálculo de la velocidad sónica de los gases desfogados.

$$V_s = 2.23 \left(\frac{1.233 \times 580^\circ R}{50.71 \text{ lb/lbmol}} \right)^{1/2} = 837.4 \text{ ft/seg}$$

V.3 Cálculo de la velocidad de salida máxima permisible de los gases desfogados en la punta del quemador.

$$V_{sal.} = 0.5 \times 837.4 \text{ ft/seg} = 418.7 \text{ ft/seg}$$

V.4 Cálculo de la velocidad real del flujo volumétrico a la salida del quemador (ACFS).

$$\text{ACFS} = \left(\frac{241034 \text{ lb/hr}}{3600 \text{ seg}} \right) \left(\frac{379 \text{ ft}^3/\text{lb mol}}{50.71 \text{ lb/lb mol}} \right) \left(\frac{580 \text{ }^\circ\text{F}}{520 \text{ }^\circ\text{F}} \right) \left(\frac{1.0 \text{ atm}}{0.968 \text{ atm}} \right) = 643.0 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

V.5 Cálculo del diámetro del quemador (d)

$$d = 12 \left(\frac{4 \times 643.0 \text{ ft}^3/\text{seg}}{\pi \times 418.7 \text{ ft}/\text{seg}} \right)^{1/2} = 16.8 \text{ plg.}$$

Por lo que el diámetro nominal se aproxima a 18"

Del apéndice "B" del crane FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, FITTINGS, AND PIPE.

- (tabla B-16)

Diámetro externo : 18.0"

Diámetro interno : 16.876"

Area de flujo : 223.68 plg.

V.6 Cálculo de la longitud de la flama (L).

$$Q = W \times \text{LHV} = 241034 \text{ lb/hr} \times 19648 \text{ BTU/lb} = 4.74 \times 10^9 \text{ BTU/hr}$$

$$L = \exp \left\{ (1.0917) \left[\log(4.74 \times 10^9) \right] - 5 \right\} = 261 \text{ ft}$$

V.7 Cálculo de la distorsión de la flama por efecto del viento.

Datos para el cálculo :

U_m = Velocidad del viento = 15 ft/seg.

L = Longitud de la flama: 261 ft.

U_j = Velocidad del gas a la salida del quemador = 418.7 ft/seg

Cálculo de: $\frac{U_m}{U_j} = \frac{15 \text{ ft/seg}}{418.7 \text{ ft/seg}} = 0.0358$

De la figura No. 24: $\sum \frac{\Delta Y}{L} = 0.64$; $\sum \frac{\Delta X}{L} = 0.56$

Entonces: $\sum \Delta Y = 0.64 \times 261 = 167.0$

$$\sum \Delta X = 0.56 \times 261 = 146.2$$

Por lo tanto el centro de la flama es:

$$\sum \frac{\Delta Y}{2} = \frac{167.0}{2} = 83.5$$

$$\sum \frac{\Delta X}{2} = \frac{146.2}{2} = 73.1$$

(ver figura No. 26).

V.8 Cálculo de la distancia requerida desde el centro de la flama a un punto con intensidad de radiación permisible (1500 BTU/ hr. ft²), ver figura No. 26.

De la Ecuación No. 22.

$$F = 0.048 (50.71)^{1/2} = 0.3418$$

y de la ecuación No. 28.

$$Q = 241,034 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} \times 19648 \frac{\text{BTU}}{\text{Lb}} = 4.74 \times 10^9 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Sustituyendo en ecuacion No. 21

Para personal:

$$D = \left(\frac{0.3418 (4.74 \times 10^9 \text{ BTU/hr})}{4 \pi (1500 \text{ BTU/hr ft}^2)} \right)^{1/2} = 293.2 \text{ ft}$$

$$D = 294.0 \text{ ft.}$$

Para equipo y otras instalaciones.

$$D = \left(\frac{0.3418 (4.74 \times 10^9 \text{ BTU/hr})}{4 \pi (3000 \text{ BTU/hr ft}^2)} \right)^{1/2} = 207.3 \text{ ft}$$

$$D = 208 \text{ ft.}$$

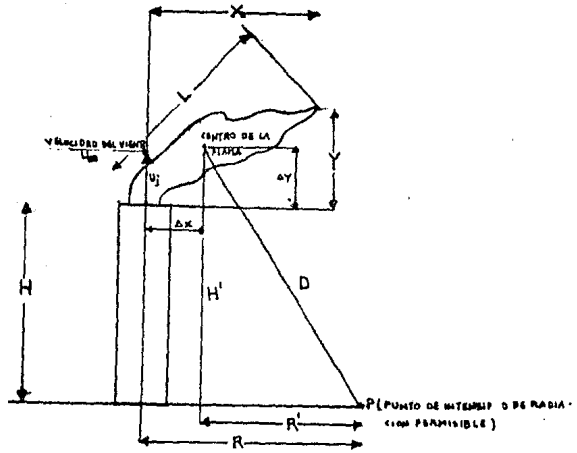


FIGURA No. 26 EFECTO DEL VIENTO LATERAL SOBRE LA FLAMA DEL QUEMADOR

V.9 Cálculo de la altura y localización requerida del quemador.

Haciendo uso de la figura No. 26 se obtienen las siguientes ecuaciones:

$$H' = H + \frac{1}{2} Y \quad (39)$$

$$R = R' + \frac{1}{2} X \quad (40)$$

$$D^2 = (R^1)^2 + H^1)^2 \quad (41)$$

Donde:

H = ALTURA DEL QUEMADOR.

Y de la figura No. 1 considerando el espacio disponible para la ubicación del quemador, se obtiene como alternativa favorable - para la localización del equipo mencionado, la mostrada en la - figura No. 27

En la siguiente tabla se indican las alturas calculadas para el quemador que satisfacen la intensidad de radiación máxima permisible a las distancias (R) de la alternativa de la figura No. 27

De la tabla No. 5 se tiene que para el caso más crítico (R = 33 ft) con velocidad nula del aire la altura del quemador requerida es 162 ft y para una velocidad del aire de 15 ft/seg. es de 211 ft para una R = 82 ft., siendo esta última la distancia de la base del quemador al edificio de servicios auxiliares.

Por lo que considerando un sobrediseño igual a la altura del edificio de servicios auxiliares se tiene que la altura del quemador es 211 ft + 10 ft = 221 ft.

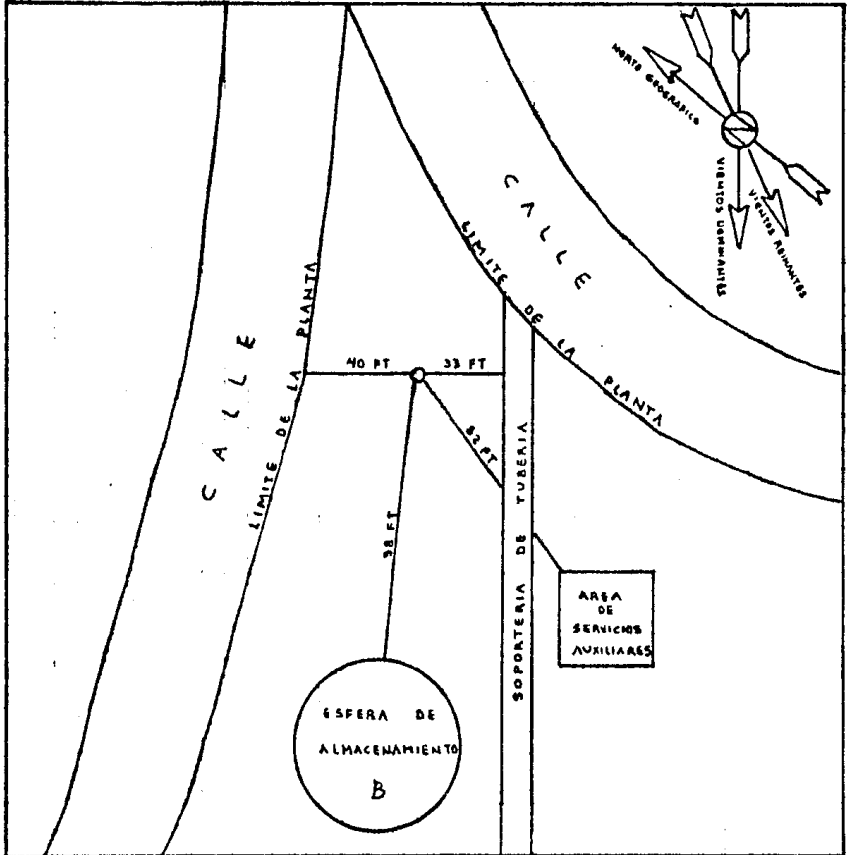


FIGURA No. 27 LOCALIZACION DEL QUEMADOR

TABLA No. 5 ALTURAS CALCULADAS A DIFERENTES PUNTOS DE LA BASE DEL QUEMADOR

U_{00} (ft/seg)	R (ft)	$R' = R - 1/2 X$ (ft)	$H' = [D^2 - (R')^2]^{1/2}$ (ft)	$H = H' - 1/2 Y$ (ft)
0	150	150	252.8	122.3
0	98	98	277.2	146.7
0	82	82	282.3	151.8
0	40	40	291.3	160.8
0	33	33	242.1	161.6
15	150	77	283.7	200.2
15	98	25	292.9	209.4
15	82	9	293.9	210.4
15	40	-33	292.1	208.6
15	33	-40	291.3	207.8

CAPITULO VI

CONCLUSIONES

El programa de cálculo utilizado para encontrar los diámetros de la tubería de desfogue para la terminal de almacenamiento y distribución de gases licuados de petróleo, resultó ser una herramienta que permitió de una manera rápida y sencilla, definir las dimensiones de la tubería. Aunque la validez del método está limitado exclusivamente al flujo isotérmico -- tiene la gran ventaja de que puede ser utilizado por estudiantes y profesionistas de la Ingeniería química debido a que -- las calculadoras TI-56/TI-9 se encuentran al alcance de todos los interesados.

El tipo de quemador a emplear para la combustión de los gases relevados debe ser tipo autosoportante, en virtud de -- que la altura resultó ser de 221 ft y a la poca disponibilidad de espacio en el área de almacenamiento y distribución de los gases licuados de petróleo.

Se recomienda que el quemador elevado este provisto de la boquilla más elemental que se pueda adquirir debido a que la -- operación del quemador será intermitente por lo que unicamente necesita cumplir con las condiciones de operación.

En el cálculo del sistema de desfogue, no se considera el dimensionamiento del tanque separador de desfogue, debido a que la masa de gas desfogada se asumió como seca (0.0% Húmedad).

BIBLIOGRAFIA

1. API-RP-520 "Recommended Practice for the Design and Installation of Pressure/Relieving Systems in Refineries". Fourth edition, Dec., 1976.
2. API-RP-521 "Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems" second edition, Sept. 1982.
3. Catálogo de Birkett "valvulas de Seguridad para Industrias de refinación de Petróleo y Petroquímicas".
4. Floyd E. Anderson "Pressure-Relieving Devices", chemical Engineering mayo 24, 1976.
5. R. Kern-Hoffman "Pressure-relief valves for process plants", chemical Engineering, febrero 28, 1977.
6. Patrick R. Oenbring and Thomas R. Sifferman "Flare Design Based on Full-Scale Plant Data", Hydrocarbon Processing. Mayo 1980.
7. G. R. Kent "Practical design of flare stacks", Hydrocarbon processing Vol. 43, agosto de 1964.
8. T. A. Brzastewsky "Flaring in the Energy industry", Prog.-Energy combust. Sci., vol. 2, 1976.
9. Tan Soen H. "Flare System. Design Simplified", Hydrocarbon Processing, vol. 46 No. 1, June 1967.
10. Catálogo de Flaregas Corporation, Representante en México Ingeniería Termo-Industrial, S.A.

11. Kern Donald Q. "Procesos de Transferencia de Calor. déci impresión noviembre de 1974.
12. Ludwig Ernest E. "Applied Process Design For Chemical - and petrochemical plants". Volumen 1, segunda edición.
13. Joseph Conison "How to Size Vapor-Relieving Systems", - the oil and gas journal, marzo 29, 1954.
14. Crane "Flow of fluids through valves, Fittings and Pipes" Technical paper No. 410.
15. Paul Kandell. "Program Sizes pipe and flare manifolds - for compressible flow", Chemical Engineering. junio 29, 1961.