



22
224

Universidad Nacional
Autónoma de México

FACULTAD DE INGENIERIA

DISEÑO DE SISTEMAS DE DESFOGUE
Y QUEMADORES EN CAMPOS
PETROLEROS

TESIS

Que para obtener el título de:

INGENIERO PETROLERO

Presenta:

Silviano Hernández López

México, D. F.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1990



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis 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.

C O N T E N I D O

INTRODUCCION	4
CAPITULO I ANALISIS DE SISTEMAS.....	7
I.1 CAUSAS DE RELEVO	7
I.2 ANALISIS DE CARGAS DEL SISTEMA	12
I.3 BALANCE DE DESFOGUES	15
I.4 SELECCION DEL SISTEMA ADECUADO	19
CAPITULO II LINEAS DE DESFOGUE	23
II.1 DISEÑO	23
II.2 MATERIALES	31
II.3 CONSIDERACIONES ESPECIALES	33
CAPITULO III RECIPIENTES DE ALTA PRESION	36
III.1 SEPARADORES	36
III.1.1 CONSTRUCCION INTERNA	36
III.1.2 TIPOS DE SEPARADORES	38
III.1.3 ASPECTOS DE LA SEPARACION	44
III.1.4 DISEÑO	45
III.1.4.1 METODO DE SIVALLS TANKS	45
III.1.4.2 METODO API	60
III.1.4.3 METODO CHEMICAL ENGINEERING	63
III.2 TANQUES RECOLECTORES DE CONDENSADOS	73
III.3 TANQUES DE SELLO	74
III.3.1 DISEÑO	75
III.3.2 VALVULA Y BLOQUEOS	80
III.4 MATERIALES	80
CAPITULO IV VENTEO ATMOSFERICO	82
IV.1 ASPECTOS GENERALES	82
IV.2 ASPECTOS METEREOROLOGICOS	87
IV.3 CONSIDERACIONES DE DISEÑO	90
IV.4 DISEÑO	93
IV.5 NIVEL DE RUIDO	97
IV.5.1 TECNICAS DE CONTROL	102

CAPITULO V	QUEMADORES DE CAMPO	110
V.1	QUEMADORES ELEVADOS	110
V.1.1	ASPECTOS GENERALES	110
V.1.2	TIPOS DE QUEMADORES ELEVADOS	113
V.1.2.1	COSTO DE LOS QUEMADORES ELEVADOS	115
V.1.3	DISEÑO	119
V.1.3.1	TIPO DE ESCAPE	124
V.1.3.2	CALCULO DE LA ALTURA POR CONCENTRACION MAXIMA	131
V.1.4	TEMPERATURA DE FLAMA	133
V.1.5	RADIACION DEL QUEMADOR SOBRE OBJETOS CERCANOS.....	133
V.1.5.1	ABSORCION ATMOSFERICA	134
V.1.5.2	EFECTO DEL VIENTO	135
V.1.5.3	FACTOR DE VISION Y ANGULO SOLIDO	136
V.1.5.4	PERDIDA DE CALOR EN EL TANQUE	142
V.1.6	FACTORES DE INSTALACION	146
V.1.7	MATERIALES	147
V.1.8	QUEMADO SIN HUMO	149
V.2	QUEMADORES DE FOSA	152
V.2.1	QUEMADORES DE FOSA PARA QUEMADORES SIN HUMO	153
V.2.1.1	METODO GENERAL DE DISEÑO	155
V.2.1.2	EQUIPO DE QUEMADO	157
V.2.2	QUEMADORES DE FOSA PARA QUEMADO CON HUMO	158
V.2.2.1	DISEÑO	158
V.2.2.2	EQUIPO DE QUEMADO	162
V.2.2.3	LOCALIZACION DEL EQUIPO	163
V.2.2.4	MATERIALES	164
V.2.3	CONSTRUCCION DE LAS FOSAS DE QUEMADO	165
V.2.3.1	CARACTERISTICAS INDIVIDUALES DE CONSTRUCCION,	167
V.3	QUEMADOR MULTIJET	167
V.3.1	DISEÑO	169
V.3.2	MATERIALES	171
CAPITULO VI	UNIDAD DE ENCENDIDO REMOTO	174
VI.1	CONSIDERACIONES DE DISEÑO	177
VI.2	MATERIALES	177

VI.3	SERVICIOS DE LA UNIDAD DE ENCENDIDO	178
CAPITULO VII	SELLOS DE GAS	180
VII.1	RETROCESO DE FLAMA	180
VII.1.1	INYECCION DE GAS DE PURGA	180
VII.1.2	CREACION DE ATMOSFERAS INERTES	192
VII.1.3	ARRESTOPADORES DE FLAMA	194
VII.2	SELLOS PARA FLAMA CON GAS DE PURGA	196
VII.2.1	SELLO FLUIDICO	196
VII.2.2	SELLO MOLECULAR	196
CAPITULO VIII	INSPECCION Y MANTENIMIENTO	202
VIII.1	PRECAUCIONES Y TRABAJO PREPARATORIO A LA INSPECCION	203
VIII.2	METODO PARA INSPECCION	204
VIII.2.1	METODOS USUALES	204
VIII.2.2	INSPECCION APLICADA	207
	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	211
	GLOSARIO	214
APENDICES:		
A	DISEÑO DE QUEMADORES	223
B	PERDIDAS DE CALOR DE UNA LINEA DE AIRE	255
C	GANANCIA DE CALOR DE UNA LINEA QUE CONDUCE UN FLUIDO FRIO, DEBIDO AL MEDIO AMBIENTE	259
D	TABLA DE SUSTANCIAS TOXICAS	264
F	TIEMPO REQUERIDO PARA VACIAR UN RECIPIENTE	266
G	TABLA DE COEFICIENTES PARA DETERMINAR EL VOLUMEN PARCIAL DE CILINDROS HORIZONTALES, ELIPSOIDES Y ESFERAS	268
H	TABLA DE DISMINUCION DE RUIDO	274
I	TABLA DE CAIDA DE PRESION, PULG. AGUA (CON REDUCCION DE RUIDO)	276

INTRODUCCION

Durante el diseño de una refinería, complejo petroquímico, líneas de conducción y áreas de almacenamiento de productos o materias primas, debe tenerse especial consideración en incluir un sistema de seguridad para eliminar los gases de desecho resultantes de una falla de equipo o de alguna situación de emergencia; tal sistema de seguridad es conocido como sistema de desfogue.

Un sistema de desfogue es el medio adecuado para eliminar con seguridad las corrientes gaseosas de desecho; lo forman como una sola unidad a) La fuente de emisión de los gases, b) El cabezal de desfogue y líneas secundarias, c) Los recipientes colectores de líquido y tanques de sello, d) La unidad de encendido remoto, e) El quemador o el venteo atmosférico, f) Y el equipo auxiliar.

a) La fuente de emisión de los gases puede ser una planta de proceso, un recipiente sometido a fuego, una esfera de almacenamiento, una línea de proceso o cualquier instalación que produzca un exceso de gases que tengan que ser controlados durante una situación de emergencia.

b) El cabezal de desfogue es la tubería principal a la que llegan todas las líneas secundarias de desfogue y que sirve para llevar el volumen total de gas relevado hasta el quemador. En una Refinería o en un Complejo Petroquímico pueden existir varios cabezales de desfogue, dependiendo de la naturaleza de los fluidos desfogados, en cuanto a composición, temperatura, presión, peso molecular y cantidad relevada.

Las líneas secundarias de desfogue son las tuberías que unen las válvulas de seguridad o relevo de los equipos protegidos con el cabezal de desfogue.

c) Los recipientes con agua para sello o tanques de sello se utilizan principalmente con dos objetivos: detener completamente el retroceso de la flama y modular el equipo de quemado; este segundo objetivo se cumple instalando quemadores sin humo de baja capacidad y quemadores con humo para masas grandes de gas descargados en situaciones de emergencia.

Los recipientes colectores de líquido se instalan justamente antes de los tanques de sello a fin de recolectar líquidos condensados con valor económico y mandarlos a proceso nuevamente. Además, estos equipos constituyen una medida de seguridad durante una acometida de líquido de una planta de proceso, pues el quemador arrojará este líquido como gotas encendidas.

d) La unidad de encendido para el quemador, debe asegurar en forma repetida (manual o automática), el encendido de la llama a control remoto.

Los pilotos e ignitores para el quemador proporcionan en forma continua la flama necesaria para encender la masa de gas de desfogue. Deben llevar un termocople para transmitir la temperatura de la flama hasta un sistema de alarmas colocadas en el tablero de control, que permite saber en forma automática si un piloto se apaga.

Un quemador debidamente diseñado, es un dispositivo que elimina gases de desecho por combustión. La radiación producida, la flama desarrollada, la emisión de humo y la luminosidad de la llama son factores que deberán estar bajo control a fin de tener confiabilidad y seguridad durante su operación.

Un venteo atmosférico es la manera más eficiente y económica de disponer de los gases de desecho al descargarlos a la atmósfera. La decisión de descargar a la atmósfera hidrocarburos u otros vapores inflamables, tóxicos o irritantes, requiere cuidadosa atención de diseño a fin de evitar una situación potencialmente peligrosa o de efectos devastadores tales como: formación de mezclas inflamables a nivel de piso o de estructuras elevadas, exposición del personal a vapores tóxicos o químicos corrosivos, niveles excesivos de ruido y/o contaminación del medio ambiente.

f) El equipo auxiliar en un área de quemado consiste fundamentalmente en: Sellos fluídicos con gas de purga o minimizadores de gas de purga, cuya función es la de crear un flujo positivo de gas hacia la salida del quemador, obteniendo de esta forma una flama estable aún bajo condiciones severas de viento.

Sellos tipo molecular o de laberinto, que se instalan para ayudar a detener la flama que pueda retroceder desde el quemador, a base de cambios direccionales y de presión en sus pasajes interiores.

Arrestadores para flama, que consisten en un banco de celdillas colocadas paralelamente al flujo de gas y en cuyo interior es ahogada la flama que retrocede en un sistema de muy baja presión.

El diseño, planeación y elaboración de un sistema de desfuegos debe realizarse a través de una secuencia bien definida con la que el diseñador puede lograr la perfecta coordinación de todos y cada uno de los componentes del sistema, la secuencia que se muestra a continuación puede darnos una idea general para el diseño de un sistema de desfogue.

CAPITULO I

I. ANALISIS DE SISTEMAS

Dentro de una planta en operación cada unidad de proceso y equipo debe ser estudiada y evaluada en lo particular para cada contingencia de desfogue que se presente. Si cierta causa de desfogue afecta a más de una unidad, todas las unidades que involucre deberán ser consideradas como una sola a fin de diseñar el sistema para una condición máxima y crítica de operación.

El diseño de un sistema requiere un análisis cuidadoso de las posibles situaciones que puedan causar descargas de las válvulas de relevo con el propósito de determinar la máxima carga para una situación de emergencia en particular. La máxima carga será la suma de las cargas individuales conectadas al mismo cabezal y que se presentarán simultáneamente al ocurrir la situación de emergencia.

Las causas de relevo son muy variadas, y se clasifican por grupos; dentro de estos grupos, las principales causas son: falla de agua de enfriamiento, falla de energía eléctrica, fuego, bloqueo, falla de aire de instrumentos, expansión térmica.

I.1.- CAUSAS DE RELEVO.

A) BLOQUEO

Los recipientes a presión, los cambiadores de calor, el equipo de operación y la tubería son diseñados para trabajar en un sistema presionado dentro de ciertos rangos. Como el diseño está basado en una operación a cierta temperatura, cualquier carga mecánica ocasionada por una válvula cerrada --

inadvertidamente a la salida del equipo tenderá a romper la diferencia entre la presión de operación y el valor de calibración de los dispositivos de seguridad, originando un exceso de hidrocarburos que deberán ser manejados por un sistema de desfogue.

B) FALLA DE SERVICIO

La falla total o parcial de cualquier servicio tiene consecuencias que deben ser cuidadosamente evaluadas.

Tales fallas pueden ser:

FALLA DE SERVICIO	EQUIPO AFECTADO
Energía Eléctrica	Bombas, ventiladores de torre de enfriamiento, compresores, instrumentación, - válvulas operadas con motor eléctrico.
Agua de enfriamiento	Condensadores, cambiadores de calor, <u>ca</u> misas con equipo recíprocante.
Aire de instrumentos	Sistema de alarma y disparo, válvulas - reguladoras, transmisores y controladores.
Vapor	Turbinas, bombas recíprocantes, eductores.
Combustible (gas, aceite)	Calderas, recalentadores, turbinas de - gas.
Gas inerte	Sellos, reactores catalíticos purga de de equipo.

Las fallas de servicio más graves y más comunes son las de energía eléctrica y la de agua de enfriamiento, que se analizan a continuación.

FALLA DE ENERGIA ELECTRICA

Para determinar los requerimientos de relevo en esta situación se requiere de un cuidadoso análisis que permita identificar el equipo afectado y

en qué medida la falla en el quipo afecta la operación de la Planta.

Por su extensión, la falla de energía podría ser:

- 1.- Falla local.- Un solo elemento del equipo será afectado.
- 2.- Falla intermedia.- Un centro de distribución, un centro de control o un bus será afectado.
- 3.- Falla total.- Todo el equipo eléctrico se ve afectado.

FALLA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO

Cuando se presenta esta falla, origina casi siempre la mayor masa de gas a relevar y constituye por lo tanto, la causa crítica para la que debe ser diseñado el cabezal de desfogue.

Al analizar la falla de agua en una torre de enfriamiento, la cantidad de gas a desfogar obtenida del balance de desfogues de una planta de proceso, no debe ser disminuída en ningún caso por las razones siguientes:

- 1.- Aunque se tenga la mitad de las bombas de circulación de agua accionadas con motor eléctrico y la otra mitad con turbina de vapor, al ocurrir una falla eléctrica puede suspenderse totalmente el suministro de agua si las bombas con turbina de vapor tienen la bomba de lubricación forzada, accionada por motor eléctrico.
- 2.- Los generadores de vapor son alimentados con combustibles que provienen de fuentes accionadas con motor eléctrico, por lo que al fallar una bomba con turbina de vapor, la falla de agua de enfriamiento sólo es función de tiempo.

C) EXPANSION TERMICA

El incremento en el volumen de un líquido por aumento o disminución de

la temperatura, puede tener su origen en diversas causas, por ejemplo:

- 1.- La tubería o recipientes son bloqueados mientras se llenan con líquido frío y subsecuentemente sufren calentamientos por el medio ambiente, - fuego o equipo de proceso.
- 2.- Un cambiador de calor es bloqueado en el lado frío mientras se llena con fluido en el lado caliente.
- 3.- La tubería o recipientes son bloqueados mientras se llenan con líquido cuya temperatura es cercana a la del ambiente, y calentado por la radiación solar.

En cualquiera de los casos el diseñador deberá suponer una capacidad de desfogue igual a la de diseño del recipiente o tubería susceptible de ser bloqueada, en base al volumen que podrá manejar y el coeficiente de expansión térmica del fluido.

D) FUEGO

En el diseño del sistema de desfogue sometido a fuego se deben considerar los siguientes factores:

- 1.- Extensión de la zona: las características de la instalación deben ser tales que permitan confinar el fuego dentro de un área dada.

La experiencia indica que un fuego puede ser confinado dentro de un - área de 2500 pies.

- 2.- Aislamientos: los aislamientos adicionales o un incremento de espesor del aislamiento en un recipiente en especial podrá ser considerado como un medio para reducir la generación de vapores resultantes de la ex

posición al fuego.

- 3.- Control de presión: durante un incendio, todas las alimentaciones y corrientes involucradas no deben de ser bloqueadas, de tal manera que la generación de vapor son solamente función del calor absorbido y del calor latente de vaporización del líquido.
- 4.- Protección contra incendio: en el sistema de desfuegos se empleará sólo para los recipientes separadores o acumuladores de líquidos.
- 5.- Radiación: para una zona de almacenamiento en esferas puede tomarse como válido lo siguiente:

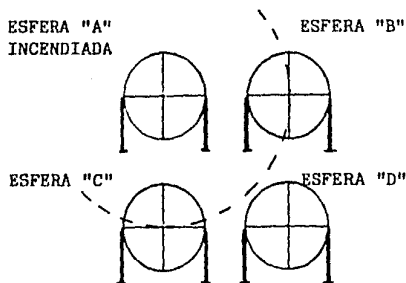


FIG.No.1 AREA EXPUESTA AL FUEGO EN ESFERAS

Para un incendio bajo una esfera, el círculo de radiación es tal que los equipos que aportarán la descarga equivalente serán:

1 Esfera A + 1/2 esfera B + 1/2 esfera C.

Teniéndose como norma que: El área expuesta a fuego es el área mojada de 25 pies de altura o hasta el máximo diámetro horizontal, lo que resulta más grande.

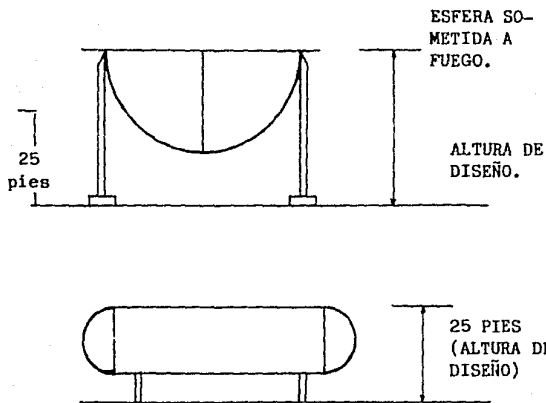


FIG. No.1 a) ALTURA Y MAXIMO DIAMETRO EXPUESTO A FUEGO.

I.2.- ANALISIS DE CARGAS DEL SISTEMA.

Es el análisis detallado que se efectúa de todas las situaciones posibles de desfogue que pueden presentarse, a fin de determinar la condición de máximo desfogue en emergencia. La máxima situación de emergencia es la suma de las descargas individuales por una falla en particular. La máxima carga de desfogue no es el número mayor en lbs., por ahora que puede presentarse, sino aquella condición máxima que ocasione el mayor cabezal de desfogue. En el análisis de cargas debe ponerse atención en aquellas fallas que pueden ser acumulativas por dependencia del mismo sistema.

El análisis de cargas para cada caso en particular puede hacerse de la siguiente manera:

DESFOGUE DE LA PLANTA "X"

VALVULA SEGURIDAD	PRESION CALIBRACION	CONTRAPRESION (*)	TEMP. ° F	FLUJO LB/HR	PM	CAUSA
1	50 PSIG	15 PSIG	200	9 250	70	Fuego
6	265	79.5	300	100 000	25.1	Bloqueo
8	100	30	160	9 660	57.0	Fuego
9	265	79.5	140	7 350	40.0	Fuego
15	265	79.5	300	7 000	34.6	Fuego
25	335	100.5	170	5 800	17.0	Bloqueo
26	265	79.5	140	2 720	45.0	Fuego
27	255	76.5	335	3 010	75.0	Fuego
29	310	93.0	260	65 000	47.2	Vaporizac.
34	400	120.0	220	51 300	48.3	Vaporizac.
36	260	78.0	128	74 335	44.0	Falla Agua
41	400	120.0	215	48 000	49.0	Fuego
42	400	120.0	215	37 500	49.0	Fuego
32	200	60.0	160	57 000	49.0	Fuego
40	50	15.0	335	9 000	54.7	Fuego
46	400	120.0	480	38 500	108.0	Fuego
47	50	15.0	277	34 718	54.7	Falla agua
48	200	60.0	150	180 332	49.0	Falla agua

(*) Considerando el 30% de contrapresión permisible.

ANALISIS INDIVIDUAL

POR FUEGO

VALVULA SEGURIDAD	PRESION CALIBRACION	CONTRAPRESION	TEMP. ° F	FLUJO LB/HR	PM	CAUSA
1	50 PSIG	15 PSIG	200	9 250	70	Fuego
8	100	30	160	9 660	57	Fuego
9	265	79.5	140	7 350	40	Fuego
15	265	79.5	300	7 000	34.6	Fuego
26	265	79.5	140	2 720	45.0	Fuego
27	255	76.5	335	3 010	75.0	Fuego
41	400	120.0	215	48 000	49.0	Fuego
42	400	120.0	215	37 500	49.0	Fuego
32	200	60.0	160	57 000	49.0	Fuego
40	50	15.0	335	9 000	54.7	Fuego
46	400	120.0	480	38 500	108.0	Fuego
		15	248.5	228 990	54.3	

POR DESCARGA BLOQUEADA						
VALVULA SEGURIDAD	PRESION CALIBRACION	CONTRAPRESION	TEMP. ° F	FLUJO LB/HR	PM	CAUSA
6	265 PSIG	79.5 PSIG	300	100 000	25.1	Bloqueo
25	335	<u>100.5</u>	170	<u>5 800</u>	17.0	Bloqueo
		79.5		100 000		
POR FALLA DE ENFRIAMIENTO						
37	260 PSIG	78.0 PSIG	128	74 335	44.0	Falla agua
47	50	15.0	277	34 718	54.7	Falla agua
48	200	<u>60.0</u>	<u>150</u>	<u>180 322</u>	49.0	Falla agua
		15.0	159.6	289 375	48.2	
POR VAPORIZACION DE LIQUIDO						
29	310 PSIG	93 PSIG	260	65 000	47.2	Vaporizac.
34	400	<u>120</u>	<u>220</u>	<u>51 300</u>	48.3	Vaporizac.
		93	242.3	116 300	47.7	

De lo anterior se deduce que la causa crítica que debe ser la base del diseño del sistema es la falla de agua de enfriamiento, cuyos valores son:

$$W = 289,375 \text{ lb/hr}$$

$$\bar{P}M = 48.2$$

$$P = 15.0 \text{ PSIG}$$

El peso molecular promedio se obtuvo a través de:

$$\bar{P}M = \frac{W_1 + W_2 + W_3 + \dots + W_n}{\frac{W_1}{P_{M1}} + \frac{W_2}{P_{M2}} + \frac{W_3}{P_{M3}} + \dots + \frac{W_n}{P_{Mn}}}$$

$$W = \text{FLUJO lb/hr}$$

$$PM = \text{PESO MOLECULAR}$$

$$T = \text{TEMPERATURA}$$

y la temperatura promedio

$$T = \frac{W_1 T_1 + W_2 T_2 + W_3 T_3 + \dots + W_n T_n}{W_1 + W_2 + \dots + W_n}$$

I.3. BALANCES DE DESFOGUES

Para desarrollar el diseño adecuado de cualquier sistema de desfogue es preciso elaborar diagramas que muestren las diferentes fallas que se presentan en cada una de las plantas de la refinería o complejo petroquímico, dichos diagramas son:

1.- Diagrama de balance de desfogues: Fig. (2) es el resumen gráfico del sistema de desfogues. En él se sitúa la localización de las plantas, áreas de almacenamiento o fuentes de emisión de los desfogues. Se muestran también los tanques separadores de líquidos, los tanques recolectores de condensados para las líneas de desfogue, los tanques de sello con agua y los quemadores involucrados en el sistema sin importar cuál sea su tipo. El balance de desfogues debe mostrar también los datos de relevo para cada corriente de gas, esto es: nombre de la corriente, causa de relevo, flujo emitido, peso molecular, temperatura y presión disponible.

Una vez realizado lo anterior, es conveniente recolectar en un cabezal de desfogue todas aquellas corrientes de gas cuyas características son similares como:

- a) Composición similar de gas
- b) Descargas con niveles de presión similar
- c) Descargas con niveles de temperatura similar

Es deseable que las corrientes de gas de ocurrencia simultánea sean dirigidas al quemador por diferente tubería cada una, sobre todo si se trata de grandes volúmenes de gas. Sin embargo, las descargas de gas con características idénticas de relevo bajo flujo y distancias iguales al quemador -

PLANTA	CAUSA DE DESFOGUE Y CANTIDAD RELEVADA					DIAM. ESTRO. (PAM. PTA.)	SUJE. ELEC. (SER. 7)	SUJIN. ALIM. (SER. 8)	SUJES. ALIM. (SER. 9)	QUE. MAD. DE SIN. (SER. 10)	QUE. MAD. DE ENER. (SER. 11)
	FALLA A AGUA ENFRIA	FUEGO	FALLA CORRIENTE ELECT.	BLOQUEO	EXPANCON. TER. MICA						
PLANTA ENDULZADORA DE GAS Y/O DESFOGUE GAS ACIDO	167 360 26 70 10										
DESFOGUE GAS ACIDO	Lb/nr PM PSIG			1041565 2370 40			PLAN. 1A V SER. 8 11.5	CL. 100	SER. 9 ALIM. ENT.	TC - 800R	TC - 800R
DESFOGUE GAS AMARGO Y/O	Lb/nr PM PSIG			942228 227.18 426			PLAN. 1A V SER. 9 11.5	CL. 100	SER. 10 ALIM. ENT.	TC - 800R	TC - 800R
DESFOGUE GAS DULCE	Lb/nr PM PSIG			426 310			PIA COND. (SER. 11)		TC - 800R	TC - 800R	800R
PLANTA ENDULZADORA DE CONDENSADOS DESFOGUE ACIDO	309 204 46 204										

PLANTA	CAUSA DE DESFOGUE Y CANTIDAD RELEVADA					DIAM. ESTRO. (PAM. PTA.)	SUJE. ELEC. (SER. 7)	SUJIN. ALIM. (SER. 8)	SUJES. ALIM. (SER. 9)	QUE. MAD. DE SIN. (SER. 10)	QUE. MAD. DE ENER. (SER. 11)
	FALLA A AGUA ENFRIA	FUEGO	FALLA CORRIENTE ELECT.	BLOQUEO	EXPANCON. TER. MICA						
PLANTA ENDULZADORA DE CONDENSADOS DESFOGUE ACIDO	30 208 24 24										
DESFOGUE ACIDO	Lb/nr PM PSIG			187813 128 144			SER. 7 ELEC. ENT.	CL. 100	SER. 8 ALIM. ENT.	TC - 800R	TC - 800R
PLANTA CRIOGENICA V DESFOGUE SECO	113 118 107 107						SER. 7 ELEC. ENT.	CL. 100	SER. 8 ALIM. ENT.	TC - 800R	TC - 800R
DESFOGUE HUMEDO	Lb/nr PM PSIG			42184			SER. 7 ELEC. ENT.	CL. 100	SER. 8 ALIM. ENT.	TC - 800R	TC - 800R
PLANTA PARA FRACCIONADORA DE H2O DESFOGUE SECO	2127 412 100 184	43724		457640							
DESFOGUE ALTA PRESION	Lb/nr PM PSIG						SER. 7 ELEC. ENT.	CL. 100	SER. 8 ALIM. ENT.	TC - 800R	TC - 800R
AREA ALMACENAMIENTO LIGAS PRES. DESALTA PRES.	1331452 44 122										
DESFOGUE BAJA PRESION	Lb/nr PM PSIG			1832572							

PLANTA	CAUSA DE DESFOGUE Y CANTIDAD RELEVADA					DIAM. ESTRO. (PAM. PTA.)	SUJE. ELEC. (SER. 7)	SUJIN. ALIM. (SER. 8)	SUJES. ALIM. (SER. 9)	QUE. MAD. DE SIN. (SER. 10)	QUE. MAD. DE ENER. (SER. 11)
	FALLA A AGUA ENFRIA	FUEGO	FALLA CORRIENTE ELECT.	BLOQUEO	EXPANCON. TER. MICA						
PLANTA CRIOGENICA V DESFOGUE SECO	813 168 42 107										
DESFOGUE HUMEDO	Lb/nr PM PSIG			308 813 118 144			SER. 7 ELEC. ENT.	CL. 100	SER. 8 ALIM. ENT.	TC - 800R	TC - 800R

PLANTA	CAUSA DE DESFOGUE Y CANTIDAD RELEVADA					DIAM. ESTRO. (PAM. PTA.)	SUJE. ELEC. (SER. 7)	SUJIN. ALIM. (SER. 8)	SUJES. ALIM. (SER. 9)	QUE. MAD. DE SIN. (SER. 10)	QUE. MAD. DE ENER. (SER. 11)
	FALLA A AGUA ENFRIA	FUEGO	FALLA CORRIENTE ELECT.	BLOQUEO	EXPANCON. TER. MICA						
PLANTA TRAT. DE FRACCIONADA DE SECC. SECO	2127 412 46.2 107										
DESFOGUE ALTA PRESION	Lb/nr PM PSIG			308 813 118 144			SER. 7 ELEC. ENT.	CL. 100	SER. 8 ALIM. ENT.	TC - 800R	TC - 800R
PLANTA EN. DE CADDON DESFOGUE ACIDO	187 360 26.70 10										
DESFOGUE GAS AMARGO Y/O	Lb/nr PM PSIG			1041565 2370 40			PLAN. 1A V SER. 8 11.5	CL. 100	SER. 9 ALIM. ENT.	TC - 800R	TC - 800R
DESFOGUE GAS DULCE	Lb/nr PM PSIG			942228 227.18 426			PLAN. 1A V SER. 9 11.5	CL. 100	SER. 10 ALIM. ENT.	TC - 800R	TC - 800R

1- GRUPOS PARA DIMENSIONAR FOSAS GRUPO A

PLANTA	CANTIDAD RELEVADA Lb/nr			
	AGUA ENFRIA	FUEGO	CORR. ELEC.	BLOQUEO
ENDULZADORA GAS V			104385	
ENDULZADORA GAS V			124385	
ENDULZADORA COND.	388 208			
ALMACENAMIENTO LIC.				
ALMACENAMIENTO LIC.				

FLUJO DE DISEÑO 2 047 150 Lb/nr

GRUPO B

PLANTA	CANTIDAD RELEVADA Lb/nr			
	AGUA ENFRIA	FUEGO	CORR. ELEC.	BLOQUEO
CRIOGENICA V				704 813
CRIOGENICA V				187 360
FRACCIONADA V				2127 412
FRACCIONADA V				358 000
CRIOGENICA V				13118

FLUJO DE DISEÑO 2 685 412 Lb/nr

GRUPO C

PLANTA	CANTIDAD RELEVADA Lb/nr			
	AGUA ENFRIA	FUEGO	CORR. ELEC.	BLOQUEO
FRACCIONADORA IV				104385
FRACCIONADORA V				104385
ENDULZADORA VII	2127 412	358 000		

FLUJO DE DISEÑO 2 445 412 Lb/nr

QUEMADOR ELEVADO N. 1

PLANTA	CANTIDAD RELEVADA Lb/nr			
	AGUA ENFRIA	FUEGO	CORR. ELEC.	BLOQUEO
ENDULZADORA V				187 360
ENDULZADORA V				187 360

FLUJO DE DISEÑO 374 720 Lb/nr

NOTAS:

1.- DESFOGUE DE EMERGENCIA

Form No. 4

Form No. 5

Form No. 6

2.- EN CADA UNA DE LAS FOSAS 5 Y 6 SE CONSIDERARON INSTALARLAS UNA BOQUILLA DE 3" Ø PARA DESFOGUE RPID DE EMERGENCIA.

FOSA No.	CAPACIDAD Lb/nr	% RESPECTO AL TOTAL	SERVICIO
FOSA No. 1	200 000	= 9.4	DESFOGUE NORMAL DE PLANTAS GRUPO "A"
FOSA No. 2	300 000	= 9.4	DESFOGUE NORMAL DE PLANTAS GRUPO "B"
FOSA No. 3	200 000	= 9.4	DESFOGUE NORMAL DE PLANTAS GRUPO "C"

FOSAS DE QUEMADO CON HUMO

MACH	FOSA No.	CAPACIDAD Lb/nr	No. BOQUILLA	SERVICIO
.20	FOSA No. 4	187 190	1 DE 24"	DESFOGUE EMERGENCIA DE PLANTA GRUPO "A"
.20	FOSA No. 5	278 547	8 DE 24"	DESFOGUE EMERGENCIA DE PLANTA GRUPO "B"
.20	FOSA No. 6	278 547	8 DE 24"	DESFOGUE EMERGENCIA DE PLANTA GRUPO "C"

QUEMADOR ELEVADO N. 2

PLANTA	CANTIDAD RELEVADA Lb/nr			
	AGUA ENFRIA	FUEGO	CORR. ELEC.	BLOQUEO
ENDULZADORA	187 360			
ENDULZADORA	107 000			

FLUJO DE DISEÑO 197 160 Lb/nr

FIG. No. 2a) DIAGRAMA DE ANALISIS DE CARGA

pueden introducirse a un mismo cabezal de desfogue siempre y cuando el diámetro del cabezal afectado no sobrepase de 52" Ø para quemadores de fosa y 30" Ø para quemadores elevados.

2.- Diagrama de análisis de cargas: Fig. (24) indicará en forma completa las diferentes situaciones de emergencia en cada una de las plantas, de tal manera que es posible visualizar en forma rápida la condición crítica. Este diagrama es una herramienta de gran utilidad en el diseño de un sistema de desfogue y debe señalar como mínimo:

- a) Todas las plantas o estaciones de desfogue que intervienen en el sistema.
- b) Las causas de desfogue para cada planta en particular así como las características de flujo, peso molecular, presión y temperatura del gas.
- c) La dependencia de servicio, esto es:
La torre de enfriamiento que da servicio a la planta.
La subestación eléctrica de donde depende la planta.
La subestación eléctrica de que depende la Torre de Enfriamiento.
- d) El diámetro de cada línea de desfogue.
- e) El quemador a que será enviada la corriente de gas.
- f) En una sección aparte deben indicarse los grupos de quemado resultantes, anotando en cada uno la causa principal de desfogue, de tal manera que pueda verse claramente el flujo total de diseño resultante de las situaciones acumulativas de relevo.
- g) Finalmente deberán señalarse en forma de resumen los quemadores que darán servicio a los grupos de quemado, indicando en cada caso el flujo a quemar, el número de boquillas de quemado y la velocidad de cada una de

ellas respecto a la velocidad sónica (Número de Mach).

- h) Es conveniente añadir un pequeño croquis de localización de los quemados. Este debe mostrar como mínimo:

Area de tanques

Fosas de quemado

Quemadores elevados

Zona de radiación

Dirección de vientos dominantes

Distancia mínima entre el equipo.

La combinación de los diagramas de balance y del análisis de cargas, crea una herramienta sumamente útil que permite conocer todas y cada una de las situaciones para las que el diseñador tendrá que crear un sistema seguro y confiable, además de permitir requisitar el equipo a utilizar.

1.4. SELECCION DEL SISTEMA ADECUADO

La selección de un sistema está sujeta a muchos factores, que son específicos para cada caso en particular; algunos de tales factores son:

a) PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS

La temperatura de flasheo, el límite de explosividad, la temperatura de ignición de ciertos líquidos inflamables, gases y sólidos.

La baja temperatura de algunos compuestos que han sido descargados como líquidos, permite emplear serpientes con vapor en los tanques separadores a fin de crear masas de gas y llevar la descarga al quemador; asimismo, los compuestos restantes deben ser bombeados a tanques para recuperarlos.

La baja temperatura de algunos desfuegos de gas impide utilizar sellos con agua para evitar el retroceso de una flama débil hasta la fuente de emisión. En estos casos, lo conveniente es emplear arrestadores o dispositivos en cuyo interior sea ahogada la flama.

b) PROPIEDADES FISIOLOGICAS

TOXICIDAD

El límite de toxicidad indica el grado máximo de concentración a la que puede ser tolerada una substancia en el aire un período de tiempo determinado.

Las descargas de gas que contengan CO_2 o H_2S deben ser tratadas en un quemador elevado. En caso de que éste se llegara a apagar, la altura de la chimenea y la velocidad desarrollada por la boquilla deberán ser capaces de arrojar los conos de gas a una distancia segura. El nivel de concentración de la masa del gas al alcanzar el suelo, viento abajo, tendrá que ser inferior al límite de toxicidad permitido.

OLOR

En la cercanía de áreas pobladas se deben tener en cuenta las propiedades olorosas de algunos compuestos.

En el apéndice D se dan los principales compuestos.

HUMO

La propiedad de los compuestos de emitir mayor o menor cantidad de humo ayuda a decidir el tipo de quemador a emplear.

Los compuestos olefínicos o cíclicos emiten grandes cantidades de humo,

así como los compuestos de peso molecular alto. Es deseable su eliminación completa en las cercanías de áreas pobladas lo que se logra creando turbulencia en la descarga de gas con el fin de ayudar a quemar eficientemente los carbones de las cadenas de hidrocarburos.

c) PRESENCIA DE LIQUIDOS EN EL SISTEMA

Los líquidos recuperados, ya sea por condensación o por separación efectiva, tienen gran valor económico y deben recircularse a proceso.

Nunca deberá permitirse el paso de líquidos hacia el área de quemadores, pues éstos los arrojarán como pequeñas gotas encendidas.

Un quemador solo podrá manejar partículas líquidas hasta de 150 micrones.

Durante la producción de algún producto petroquímico con frecuencia ocurre la emisión de una corriente líquida altamente corrosiva o venenosa. Esta corriente debe ser quemada si no se le envía a algún tratamiento químico.

Un incinerador es un medio para quemar corrientes líquidas mediante espreado con agua o vapor inyectados a baja presión.

En el diseño de un incinerador deben tenerse en cuenta los siguientes factores:

- 1.- Flujo por atomizar
- 2.- Composición de la corriente a quemar.
- 3.- Selección del fluido de ayuda en base al grado de dificultad al atomizar, la turbulencia creada y el consumo de potencia.

d) OTROS FACTORES

Como ya se ha dicho, las estructuras elevadas se justifican al tener

que disponer de gases tóxicos o venenosos, o bien cuando se tengan que quemar pequeñas corrientes de gas y no se cuente con espacio disponible.

El quemador o venteo atmosférico deberá ser diseñado teniendo en cuenta:

- 1.- La velocidad y temperatura del gas de salida.
- 2.- Peso molecular del gas y la masa relevada.
- 3.- Las condiciones metereológicas que prevalezcan, especialmente alguna condición peculiar adversa.
- 4.- La topografía y la cercanía de las estructuras elevadas.
- 5.- El nivel de ruido producido.
- 6.- La concentración del gas a nivel de piso.

Los quemadores tipo fosa son ampliamente utilizados para tratar grandes volúmenes de gas a nivel de piso. Aproximadamente de 10% a 15% de la cantidad total del gas puede separarse por medio de tanques de agua y quemarse sin humo en una parrilla cercada dispuesta para ello. El resto del gas se considera como una mera situación de emergencia de corta duración y puede ser quemada en fosas con boquillas abiertas cuya flama, confinada en la fosa, emite humo. La radiación producida es considerable por lo que debe diponerse de espacio suficiente.

En las cercanías de áreas pobladas es deseable controlar la radiación y el humo producidos por la llama mediante un quemador tipo multijet en cuyo interior se confinan totalmente los efectos mencionados.

En los capítulos subsecuentes se detallan cada uno de estos equipos y se dan los lineamientos para su cálculo.

CAPITULO II

II. LINEAS DE DESFOGUE

El dimensionamiento de un cabezal de desfogue puede hacerse bajo muchos métodos de cálculo.

1.- Lapplé, C.E.	Trans. Al. Ch.E.	Vol. 39	1934
2.- Conison, J.E.-	Oil and Gas Journal	Marzo	1954
3.- Altorfer, H.A.-	Oil and Gas Journal	Dic.	1954
4.- Roberts, R.W.	Petroleum Refiner		1955
5.- Steshro, N.-	Oil and Gas Journal	Marzo	1956
6.- Lipinski, Frank.-	Oil and Gas Journal	Abril	1958
7.- Driskell, L.R.	Petroleum Refiner		1960
8.- Missen, R.W.-	Chemical Engineering	Octubre	1962
9.- Tan, S.H.	Hydrocarbon Processing		Reprint 1968
10.- Kirkpatrick, D.M.-	Hydrocarbon Processing	Dic.	1969
11.- Mak, H.Y.-	Oil and Gas Journal	Nov.	1978
12.- Newton y Raphson.-	Chemical Engineering	Jun.	1981

El problema básico es calcular la caída de presión a través de una línea para un fluido compresible a fin de determinar la presión inicial cuando se conoce la presión de salida. La presión de salida en un sistema de desfogues es prácticamente la atmosférica.

Entre los métodos mencionados, el que comúnmente se emplea por su rapidez y confiabilidad es el método de Lapplé.

II.1. DISEÑO

Un cabezal de descarga implica cierto número de válvulas de relevo conectadas a él. El diseño debe efectuarse para aquella válvula que implique la descarga más alta o bien para aquella descarga de gas de presión más baja, lo que resulta en un diámetro más grande (se entiende que sólo descargará una válvula a la vez).

La presencia de dos o más descargas a la vez, su interrelación con el tiempo de ocurrencia y los efectos resultantes deben ser cuidadosamente estudiados como se mencionará más adelante.

El criterio básico para el diseño de una línea o para un cabezal de desfogue se basa en la contrapresión que pueda existir o desarrollarse en el sistema.

La tubería de descarga debe ser diseñada para que la contrapresión desarrollada al pasar el flujo de gas, no reduzca la capacidad de cualquiera de las válvulas que descargan en ellas, ya sea individual o simultáneamente. Cuando se usan válvulas de relevo convencionales, el cabezal de relevo puede ser diseñado para permitir una caída de un 10% de la presión de calibración de la válvula. Cuando se utilicen válvulas balanceadas puede obtenerse mayor economía al permitir una caída de presión de 50% de la presión de calibración.

De cualquier forma, cuando se tienen varias válvulas descargando en un mismo cabezal, debe tenerse cuidado de que la contrapresión desarrollada en él sea adecuada para todas y cada una de las válvulas involucradas.

Cuando ha sido establecido el máximo valor de descarga y se ha definido la máxima contrapresión tolerable por el sistema, la selección del diámetro es entonces un problema de flujo de fluidos.

En el diseño de líneas de desfogue no es necesario un cálculo estricto para la caída de presión. Sin embargo, deben tenerse en cuenta los límites de presión tolerada para los accesorios expuestos a la contrapresión.

Un método rápido y práctico para el diseño de líneas de desfogue es el

presentado por Lapplé.

Este método emplea un flujo teórico y crítico de gas en un conducto - ideal y en condiciones isotérmicas, con las tolerancias apropiadas para efectos de energía cinética. Para una solución más rigurosa pueden hacerse cálculos adiabáticos.

METODO DE LAPPLE

a) Diámetro de la línea

$$d^{5.23} = \frac{0.27W^2 \bar{T} L}{1.661 \times 10^5 (P_o^2 - P_1^2) PM}$$

b) Relación de presión a masa descargada.

$$\left(\frac{P_1/P_o}{G/G_{cni}} \right)_N = \frac{247 P_1 d^2}{w} \frac{PM}{\bar{T}}$$

c) Velocidad en la línea.

$$V_L = \frac{135 T_1}{T_o} \frac{\bar{T}}{PM} \left(\frac{P_1/P_o}{G/G_{cni}} \right)_N^{-1}$$

d) Velocidad sónica.

$$V_S = 223 \sqrt{\frac{R T}{PM}}$$

e) Contrapresión.

$$P_o = \sqrt{\frac{P_1^2 + 0.27 W^2 \bar{T} L}{1.661 \times 10^5 d^{5.23} PM}}$$

f) Número de Mach.

$$M = \frac{V_L}{V_S}$$

En donde:

- d = Diámetro interno del cabezal, pulg.
- W = Cantidad de gas manejado en lbs/hr.
- \bar{T} = Temperatura promedio, Grados Rankine.
- L = Longitud, pies.
- P_0 = Presión en límite batería, psia.
- P_1 = Presión en el quemador, psia.
- PM = Peso molecular
- T_0 = Temperatura en límite de batería, °R.
- T_1 = Temperatura en el quemador, °R

$$\left(\frac{P_1/P_0}{G/G_{cni}} \right)^N$$

Relación entre los valores de presión inicial y final del gas y los valores máximos de descarga; este valor depende del coeficiente de fricción N. Los valores recomendables para una flama estable son:

Para cabezales de desfogue:

$$1 \leq \left(\frac{P_1/P_0}{G/G_{cni}} \right)^N \leq 2$$

Para boquillas de quemado:

$$2 \leq \left(\frac{P_1/P_0}{G/G_{cni}} \right)^N \leq 3$$

- V_S = Velocidad sónica: pies/seg.
- V_L = Velocidad del gas en la tubería: pies/seg.
- R = Relación de calores específicos C_p/C_v
- M = Número de Mach.

La Fig. (3) representa una carta de Lapplé para flujo isotérmico.

Esta carta es construída para referir un flujo G a G_{cni} , que es la máxima descarga a través de un orificio sin fricción bajo condiciones isotérmicas para un ducto donde la velocidad es despreciable. Este flujo isotérmico G_{cni} es definido por la presión P_0 al comienzo del ducto, la temperatura T y el peso molecular PM del gas.

La carta relaciona P_1/P_0 (la presión en cualquier punto del ducto dividida por la presión al comienzo del ducto) y G/G_{cni} .

El valor de G/G_{cni} depende del coeficiente de fricción N y la relación de P_1/P_0 .

donde:

$$N = \frac{4 f L}{D} + K$$

$$\frac{4 f L}{D} = 0.27 \frac{L}{d^{1.23}}$$

El coeficiente de fricción para accesorios de tubería K , es:

$$K = \frac{0.023}{d^{0.23}} Le$$

donde Le , es la longitud equivalente.

Esta ecuación se aplica para la tubería comercial de acero con una rugosidad = 0.0018 pulg., para otros valores de rugosidad se puede multiplicar por

$$\left(\frac{E}{0.0018} \right)^{0.23}$$

El valor de $(P_1/P_0)/(G/G_{cni})$ proporciona una herramienta útil para el

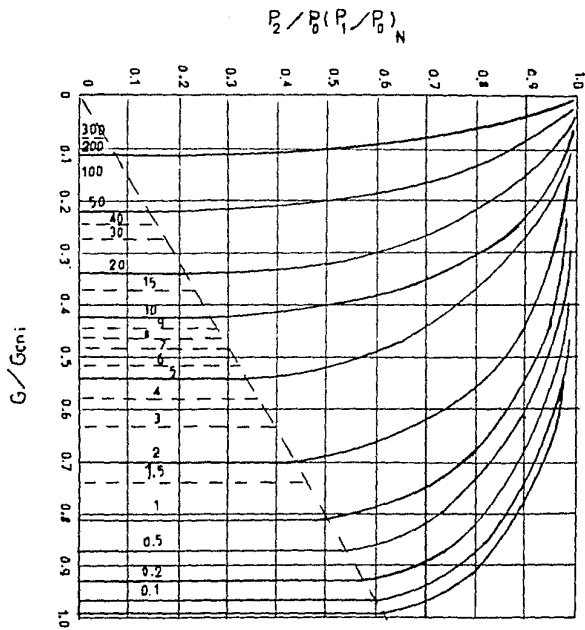


FIG. 3 GRAFICA DE LAFPLE

diseño de una línea de desfogue.

Los valores recomendados para $(P_1/P_0)/(C_{ni})$ son:

Líneas de desfogue antes de las válvulas de relevo	2-4
Líneas de desfogue después de las válvulas de relevo	1-2
Cabezales de desfogue	1-2
Boquillas de quemado	2-3

Los cabezales de desfogue deben ser diseñados para satisfacer estas condiciones:

1.- Máxima Contrapresión.

El valor de la contrapresión establecido al fluir el gas por el cabezal, debe ser lo suficientemente bajo de modo que no se reduzca la capacidad de relevo de cualquiera de las válvulas conectadas a él.

La presión después de la válvula de relevo es proporcionada por cada fabricante, aunque puede considerarse como válido un 10% de la presión de relevo para válvulas convencionales y un 50% para válvulas balanceadas.

2.- Máxima velocidad.

La máxima contrapresión tolerada por el sistema es algunas veces tan alta que permite establecer condiciones sónicas en la tubería. Una velocidad alta, puede resultar en un nivel de ruido inaceptable.

El límite permitido para condiciones continuas de trabajo es de 85 decibelios (500 Hz). Sin embargo, debido a que las descargas máximas de gas sólo deben ocurrir en verdaderas condiciones de emergencia y por otro tiempo, puede permitirse un nivel de ruido hasta de 115 db. El número de Mach (V_L/V_S)

nunca deberá pasar de 0.45.

3.- Máxima presión de trabajo.

La máxima contrapresión establecida por el sistema deberá ser siempre menor que la presión de trabajo tolerado por el sistema a la temperatura de operación.

4.- Algunos autores especifican que un cabezal de desfogue debe diseñarse siempre para que la velocidad en la línea permanezca en la quinta parte de la velocidad sónica; sin embargo, cuando se manejan grandes volúmenes de gas es tan crítico calcular el sistema para la totalidad del gas como para una descarga pequeña e individual.

5.- En cualquiera de los casos es tan importante aplicar los métodos descritos como aplicar el propio criterio del diseñado.

II.1.1.1. DISEÑO MECANICO

El diseño mecánico de un sistema de desfogues requiere la misma atención que la del diseño de las líneas de relevo. Frecuentemente, el problema encontrado en el diseño de tuberías de descarga es más complejo que el dimensionamiento mismo, y esto se debe a que están sujetas a cambios grandes de temperatura, presión y choques causados por una gran variedad de condiciones de presión.

En la mayoría de los casos es posible mantener dentro de límites tolerables los niveles de esfuerzos en el sistema, con la utilización de juntas de expansión y otras configuraciones de tubería.

Se recomienda especial atención a los esfuerzos cuando la tubería de ace

ro al carbón pueda ser enfriada abajo de su temperatura de transición. Los enfriamientos pueden ser causados al entrar fluidos fríos o bien por autorefrigeración, lo cual ocurre cuando la presión es reducida en fluidos de bajo punto de ebullición.

En cualquier caso, el diseño mecánico comienza con un análisis cuidadoso de cada una de las cargas o la combinación de ellas.

II.2. MATERIALES

La selección apropiada de los materiales de construcción para tubería y recipientes asociados es esencial para la integridad mecánica y operación segura del sistema de desfogue, y en esta selección debe tomarse en cuenta la presión y temperatura a que estarán sometidos, así como las características del fluido que manejarán.

a) Para presiones arriba de 5 Psig.

Temperatura	Material
De 0°F a 20°F	Acero al carbón convencional.
De -20°F a -50°F	Acero al carbón
De -50°F a -150°F	Níquel
De -150°F en adelante	Acero inoxidable.

b) Para presiones abajo de 6 psig para servicio de vapores.

Cuando el esfuerzo total es muy bajo, podrá utilizarse acero al carbón convencional, independientemente de la temperatura; sin embargo, esto sólo puede hacerse con las limitaciones propias del material. El acero al carbón puede ser utilizado abajo de 5 psig solamente bajo las siguientes condiciones.

- 1.- El esfuerzo permisible deberá ser 15% de su valor usual.
- 2.- El rango de esfuerzo permisible para flexibilidad de la tubería deberá ser 15% de su valor usual.
- 3.- Los esfuerzos residuales resultantes por soldadura deben minimizarse. El relevado de esfuerzos es también requerido para todas las ramas soldadas y soldaduras en anclas. El relevado de esfuerzo no se requiere para soldaduras simples circulares.

Deberán evitarse cortes discontinuos, fallas y otros esfuerzos dirigidos, toda la soldadura deberá penetrar totalmente excepto la de tipo banda, y se sujetará a radiografía ocasional.

- c) Para presiones abajo de 5 psig en servicio de mezclas vapor-líquido.

Cuando el esfuerzo total es muy bajo se puede utilizar Acero-Níquel independientemente de la temperatura. Es necesario aplicar las restricciones del inciso b-1 y el relevado de esfuerzos.

- d) El criterio desarrollado anteriormente se aplica a cabezales, tanques, líneas secundarias a cabezales y tubería asociada con el relevo de hidrocarburos descargando a la atmósfera.

No debe olvidarse que la temperatura puede ser considerablemente más baja en las líneas secundarias que en la tubería a la descarga de las válvulas de relevo, debido al efecto Joule-Thompson causado por la expansión del vapor a través de las válvulas.

Con la aplicación de este criterio en el diseño de cabezales y tanques de desfogue húmedo se determina la conveniencia de utilizar acero al carbón convencional. Similarmente, para tanques de desfogue seco de plantas criogé-

nicas, se usará Acero-Níquel.

e) En almacenamiento de productos a temperaturas criogénicas (-44°F), se podrá utilizar, tubería de aluminio, a fin de no sobrecargar el techo del tanque. Al llegar al nivel de soportería, se podrá utilizar acero inoxidable hasta la longitud indicada por el estudio de ganancia de calor y enseguida acero al carbón convencional.

II.3. CONSIDERACIONES ESPECIALES

a) No deberán instalarse carretas entre un tanque y su válvula de seguridad, pues se incrementa el valor del momento cuando la válvula dispara, causando distorsión y falla en la boquilla del tanque.

b) Si tiene que emplearse un carrete (por ejemplo cuando la entrada de la válvula de seguridad es más chica que la boquilla del tanque), se deberá fabricar para soportar el efecto.

c) La boquilla en la cual se ha instalado la válvula de seguridad deberá ser verificada para soportar adecuadamente la fuerza de reacción de la válvula.

d) Cuando se descargue a la atmósfera deberán evitarse cambios direccionales en la tubería de salida; si ello no es posible, la línea de salida deberá mantenerse con velocidad muy baja, y solamente la sección final se diseñará para una velocidad de 500 pies/seg. como mínimo.

e) El efecto de la temperatura tiene gran importancia en la selección de los materiales de construcción de la tubería.

Para el diseño de la tubería se debe considerar la temperatura más crí-

tica a fin de suministrar el número adecuado de "anillos" de expansión.

Para desfogues con temperatura extremadamente baja se debe calcular el gradiente de temperatura de acuerdo a la ganancia de calor del medio ambiente a la línea y conforme a ello podrán seleccionarse los diferentes materiales de la línea de desfogue, debiendo poner juntas de micarta con bujes y arandelas a fin de no crear un par galvánico entre tramos bridados.

En la misma forma, deberá tenerse en cuenta la pérdida de calor de una tubería que maneje desfogues con temperatura muy alta.

f) Las líneas de desfogue no deberán llevar ninguna curva que permita la acumulación de líquidos con el subsecuente represionamiento de la línea.

Las líneas de desfogue en áreas de almacenamiento, deberán tener facilidad para el barrido del gas empacado. Esto podrá hacerse con gas combustible o gas inerte.

g) Deberá darse una pendiente en las líneas de desfogue hacia los tanques separadores de líquidos, a fin de facilitar la recolección de los mismos. Un valor práctico es de 1:1000.

h) Los cabezales de desfogue localizados entre los tanques de sellos y los quemadores deberán ser protegidos de la radiación de los quemadores; esto podrá efectuarse de varias formas, dependiendo del análisis de costos resultantes del movimiento de tierras o del material utilizado:

- 1.- Con aislamiento
- 2.- Colocando los cabezales en trinchera y cubriéndolos con tapas de concreto.
- 3.- Enterrando las líneas de desfogue.

i) Las líneas de desfogue deberán ser autodrenables.

Cuando las válvulas de relevo manejen compuestos que puedan condensar al enfriarse la corriente de gas, deberá emplearse un pequeño dren al final de la línea o bien donde ésta entrampe líquidos.

Pueden utilizarse trampas para líquidos u otros mecanismos similares.

CAPITULO III

RECIPIENTES DE ALTA PRESION

III.1. SEPARADORES

La mayoría de las corrientes de hidrocarburos que son enviadas a los sistemas de desfogue están compuestas de mezclas de gas, hidrocarburos líquidos y algunas veces de agua libre. Puesto que en los quemadores es sumamente peligroso manejar líquidos, es deseable separar esas fases tan pronto como sea posible y transportarlas separadamente. Esta separación de las fases líquidas y gaseosas se debe hacer en separadores gas-aceite o bien aceite-gas-agua.

Para el diseño y selección de un separador de líquidos pueden emplearse diferentes criterios que se basan en la composición de la mezcla del fluido. En el caso de aceites de baja presión, el volumen de la fase líquida podrá ser mayor comparada con la fase del gas. En el caso de corrientes de alta presión gas destilados, el volumen de gas será más alto comparado con el volumen de líquido. En cualquiera de los casos, el propósito elemental de un separador será manejar independientemente estas corrientes.

III.1.1. CONSTRUCCION INTERNA

Para lograr una buena separación gas-líquido los principales elementos de construcción son los mismos, independientemente de la forma o configuración del recipiente. Estos elementos son:

- 1.- Un artefacto centrífugo en la entrada donde se lleve a cabo la separación primaria del líquido y del gas.

Se ha observado que el grueso de la separación gas-líquido tiene lugar en la sección de separación centrífuga de la entrada, donde la corriente es formada alrededor de las paredes de un pequeño cilindro o bien alrededor de las paredes de un separador vertical o esférico. Con esta operación el fluido es sometido a una fuerza centrífuga que puede ser 500 veces la fuerza de gravedad. Esta acción detiene el movimiento horizontal del líquido libre que entra en la corriente de gas y hace caer las gotas de líquido a la sección de asentamiento en el fondo del separador.

- 2.- Una sección de asentamiento de suficiente longitud o altura para asegurar la caída de las gotas asentadas de la corriente de gas y con el suficiente espacio para el volumen de líquidos separados.

La sección de asentamiento es necesaria para obligar a la turbulencia del fluido a calmarse y provocar así la caída de las gotas de líquido al fondo del recipiente debido a la diferencia de densidad entre las fases líquida y gaseosa. Un espacio grande en el recipiente ayuda a este propósito. La introducción de placas especiales o desviadores con espacios estrechos entre sí, solamente complican la construcción interna y favorecen la retención de arena, lodos, parafinas, etc., con lo que pueden llegar a taponar el recipiente o disminuir el flujo de gas.

- 3.- Un extractor de niebla o eliminador cerca de la salida del gas, que debe entrapar las pequeñas partículas de líquidos que no se asentaron por gravedad o porque casi no hay diferencia de densidad entre ellas y la fase gaseosa. Las pequeñas gotas de líquido se impactan en la superficie de la malla metálica y al colectarse forman una gran gota que cae por gra-

vedad en la sección de líquidos en el fondo del tanque. Es recomendable la malla de alambre tejido en acero inoxidable, pues es el tipo que llega a remover el 99.9% de los líquidos contenidos en una corriente, su di seño ofrece un área para colección de líquidos por unidad de volumen mucho más grande que las de tipo venas, paquetes de cerámica u otras con figuraciones.

- 4.- Los controles adecuados consistentes en control de nivel, válvulas de dre naje para líquidos, válvula de contrapresión, válvula de relevo, manóme-
tro, tuberías, etc.

III.1.2. TIPOS DE SEPARADORES

Existen cuatro tipos principales de separadores según su configuración. Cualquiera de ellos está disponible en el mercado.

- 1.- Vertical (Fig. 4).
- 2.- Horizontal paso simple (Fig. 5).
- 3.- Horizontal doble paso (Fig. 6).
- 4.- Esférico (Fig. 7).

El separador tipo vertical con los accesorios descritos en el párrafo III.1.1. tiene la ventaja de que maneja los líquidos sin posibilidad de -
arrastre a la salida, y la acción del control para nivel de líquido no es verdaderamente crítica.

Algunas de sus desventajas son:

- a) Para grandes volúmenes de gas el diámetro resulta más grande que pa-
ra un separador horizontal.

b) Su fabricación es más cara y difícil.

Por estas razones, este tipo de separador es más usado en corrientes con relación baja de gas-aceite.

El separador horizontal tiene varias ventajas particulares en su construcción, sobre el tipo vertical:

- a) Es más fácil su montaje.
- b) Se requiere menos tubería para las conexiones de campo.
- c) Se requiere menor diámetro para una capacidad de gas dada.
- d) Es más económico en separadores de alta presión debido al incremento en espesor de pared requerido en grandes diámetros.

Sin embargo, tiene algunas desventajas.

- a) El control de nivel de líquido es más crítico y el espacio para vapor es algunas veces limitado.
- b) Un separador horizontal de doble paso ofrece una sección adicional para el espacio de líquidos, dando así menor oportunidad de que algo del líquido pueda reincorporarse a la corriente de gas.
- c) Además, este tipo de separador es mucho más caro.

El separador de tipo esférico ofrece un arreglo compacto y barato. Sin embargo, este tipo de recipientes tiene un espacio muy reducido para el asentamiento de líquidos. La acción del control de nivel de líquidos es también muy crítica.

Cualquiera de los tipos descritos puede modificarse para hacer un separador en tres fases, con la instalación de una "bolsa" integrada al separador y un controlador para el nivel de líquido.

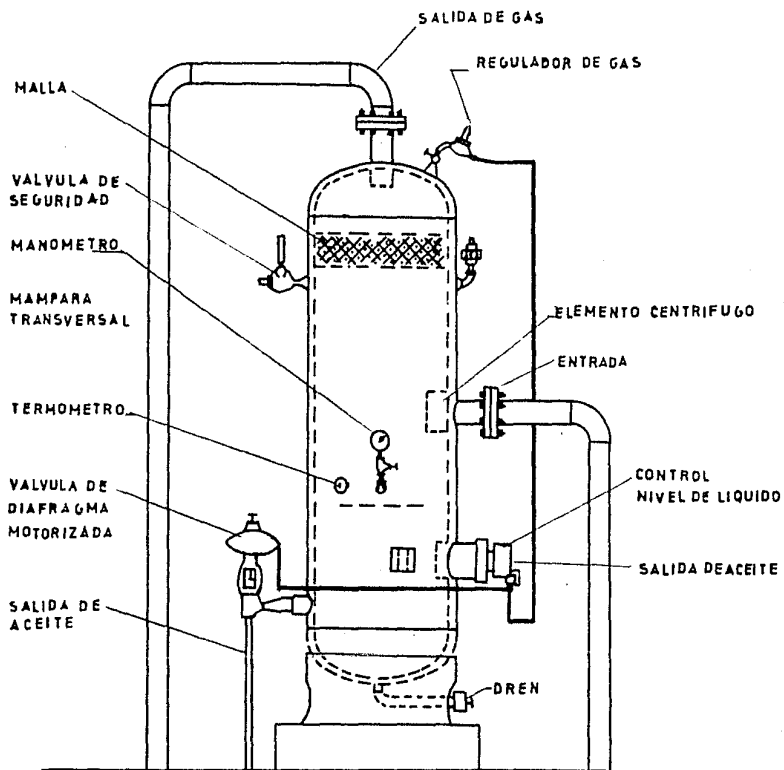


FIG. No.4 SEPARADOR VERTICAL

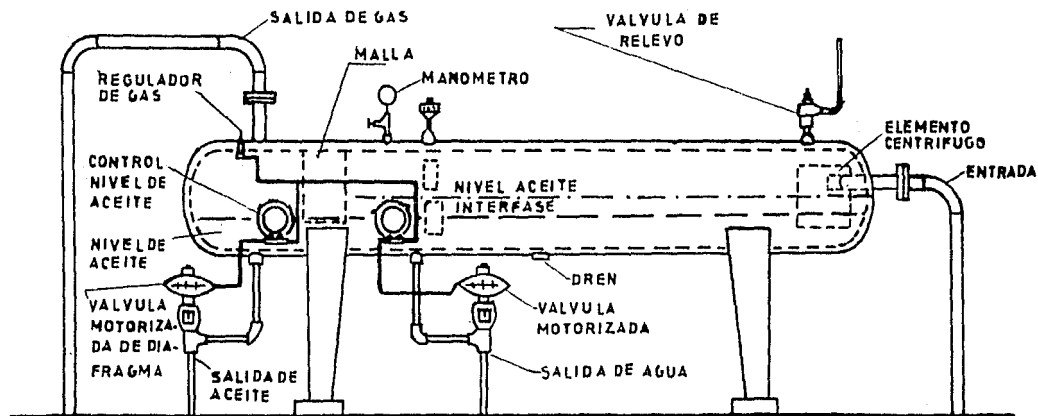
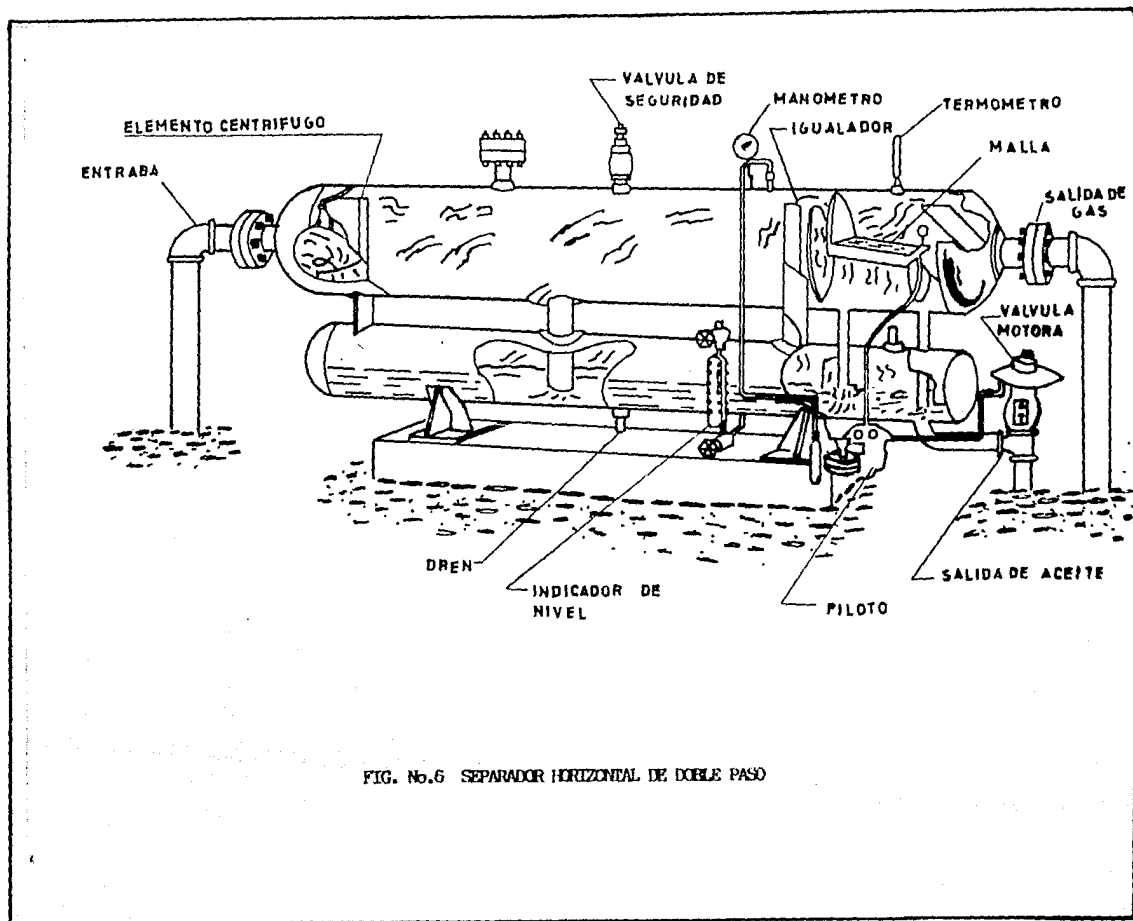


FIG. No.5 SEPARADOR HORIZONTAL



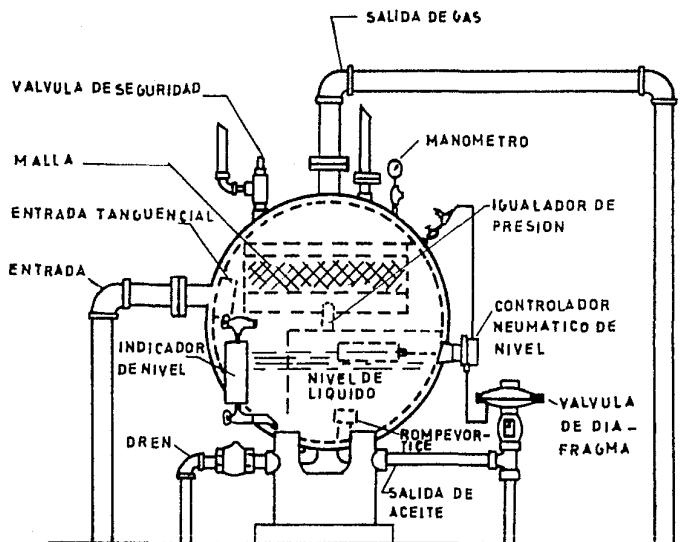


FIG. NO.7 SEPARADOR ESFERICO

Es difícil efectuar este tipo de arreglo en un separador esférico por el limitado espacio disponible.

Para la operación de tres fases se requieren dos controladores de nivel de líquido y dos válvulas controladoras para dren.

III.1.3. ASPECTOS DE LA SEPARACION

Hay varios factores básicos que afectan la operación y separación entre fases líquidas y gaseosas de un separador:

- 1) Presión de operación en el separador.
- 2) Temperatura de operación en el separador.
- 3) Composición de la corriente.

Cualquier cambio en estos factores afectará la cantidad de gas y líquidos que salen del separador. Un incremento en la presión o una baja en la temperatura aumentará el volumen del líquido en el separador. Sin embargo, hay puntos óptimos en ambos casos, más allá de los cuales cualquier cambio adicional no incrementará la recuperación del líquido.

En el caso de equipos de separación en los límites de batería de plantas, es necesario determinar las condiciones óptimas a efecto de recuperar la mayor cantidad de líquido posible. Una cantidad alta de líquidos limpios y valiosos es deseable con tal de que puedan ser enviados al sistema de almacenamiento disponible.

La presión alta de operación dentro de un separador, ayudará a obtener una mayor cantidad de líquidos recuperados; tal presión puede lograrse utilizando una válvula de contrapresión a la salida del recipiente y conservando

una alta presión de calibración en ella.

Puede efectuarse un análisis de la composición de la corriente de salida a fin de encontrar la temperatura y presión óptimos a los que deberá operar el separador para obtener la máxima recuperación de líquidos y/o gas. Es tos cálculos son conocidos como "cálculo de vaporización".

De otra forma, un operador puede hacer pruebas dentro de las limitaciones del equipo y conocer también las máximas condiciones de operación.

III.1.4. DISEÑO

Entre todos los métodos existentes para el diseño de separadores, se han seleccionado los principales: el de Arthur Gerunda, el de Sivalls Tanks, presentado en Chemical Engineering que presenta el diseño en forma gráfica y experimental y el método API, que aunque más teórico es también un método de diseño muy efectivo. Tales métodos se describen a continuación.

III.1.4.1. METODO DE SIVALLS TANKS, INC.

A) ESPACIO PARA FLUJO DE GAS

La capacidad de un separador ha sido calculada por muchos años con la fórmula empírica propuesta por Souders-Brown.

$$V_s = K \left[\frac{P_i - P_g}{P_g} \right]^{1/2}$$

$$A = \frac{q}{V_s}$$

Donde:

V_s = Velocidad superficial del gas basada en la

sección transversal del recipiente,
pies/seg.

A = Área transversal del separador, pies²

q = Flujo de gas a condiciones de operación,
pies³/seg.

ρ_l = Densidad del líquido a condiciones de operación, lb/pie³.

ρ_g = Densidad del gas a condiciones de operación, lb/pie³.

K = Factor empírico.

Valores de K

Separadores verticales K = 0.06 a 0.35 prom. 0.21

Separadores horizontales K = 0.40 a 0.50 prom. 0.45

Mallas para niebla K = 0.35

Los valores anteriores están basados en una velocidad superficial del vapor a través del recipiente y el flujo del gas está entonces relacionada con el diámetro del recipiente.

$$Q = \frac{2.40 d^3 \mu x}{Z (T + 460)} \left[\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right]^{1/2}$$

Q = Flujo de gas a condiciones estándar

d = Diámetro interno, pies.

P = Presión de operación, psia.

T = Temperatura operación, °F

Z = Factor de compresibilidad.

La ecuación ilustrada es también empírica y puede determinar las dimensiones de un separador, pero es preferible utilizar las gráficas anexas, (Fig. 8 a 8i) en las que se incluye un factor de seguridad recomendado por la experiencia del fabricante.

Las gráficas incluyen el cálculo de separadores con el espacio de líquidos a 1/2, 1/3 y 1/4 del volumen total.

B) ESPACIO PARA ASENTAMIENTO DE LIQUIDOS.

La capacidad de líquidos de un separador depende del tiempo de retención del líquido dentro del recipiente. Una buena separación requiere suficiente tiempo para obtener una condición de equilibrio entre las fases líquida y gaseosa a la temperatura y presión del separador. La capacidad de líquidos del separador o el volumen de asentamiento requerido en base a retención puede ser determinado con la ecuación siguiente:

$$w = \frac{1440 (V_L)}{t} \quad \text{ó} \quad t = \frac{1440 (V_L)}{w}$$

Donde:

w = Capacidad de líquidos, Bls/día.

V_L = Volumen de líquidos acumulados, Bls.

t = Tiempo de retención, minutos

El criterio básico para obtener el tiempo de retención se ha desarrollado a través de experiencias de campo, y son:

Separación gas-aceite - - - - - 1 minuto

Separación a alta presión agua-gas-aceite - 2 a 5 minutos

Separación a baja presión - - - - - 5 a 10 min. a 100° F y más

agua-gas-aceite

10 a 15 min. a 90° F.

15 a 20 min. a 80° F.

20 a 25 min. a 70° F

25 a 30 min. a 60° F

Las gráficas incluidas para la capacidad de flujo de líquidos están basadas en los parámetros de presión de trabajo, dimensiones del tanque y ancho para el líquido en la sección de asentamiento.

C) SEPARADORES DE DOS PASOS

En los sistemas de separación gas-condensado en alta presión, se acepta que una reducción en la presión de los líquidos condensados aumentará considerablemente el volumen de líquidos almacenados.

La experiencia señala que dos pasos de separación es el punto de equilibrio entre eficiencia y costo de equipo.

El aumento en volumen de líquido recuperado empleando separadores de un paso o bien separadores de dos pasos es hasta de un 20% a 25%, dependiendo de la composición del gas, presión y temperatura.

En un separador de dos pasos, la presión existente en el primer paso o separador de alta presión es gobernada por la línea de conducción del gas.

La presión en el lado de salida o en el lado de baja presión se muestra en la Fig. (9 y 9a). De la misma manera, la presión del tanque de asentamiento puede ser encontrada por la relación:

$$R_S = \left(\frac{P_1}{P_S} \right)^{1/n}$$

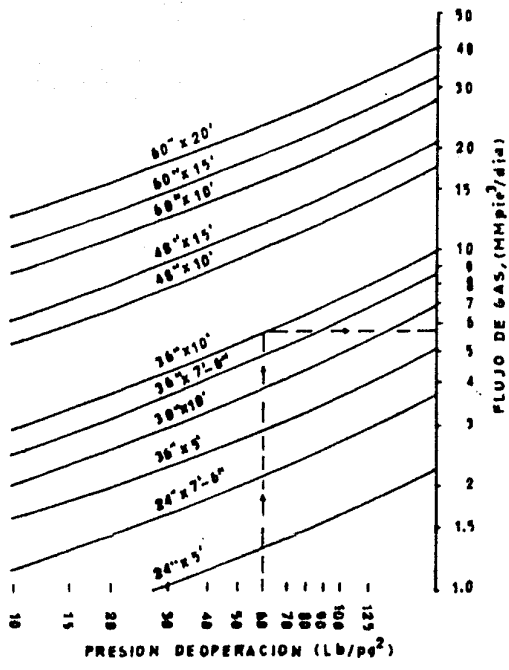


FIG. No.8 SEPARADORES VERTICALES PARA BAJA PRESION (DIMENSIONAMIENTO EN BASE A FLUJO DE GAS)

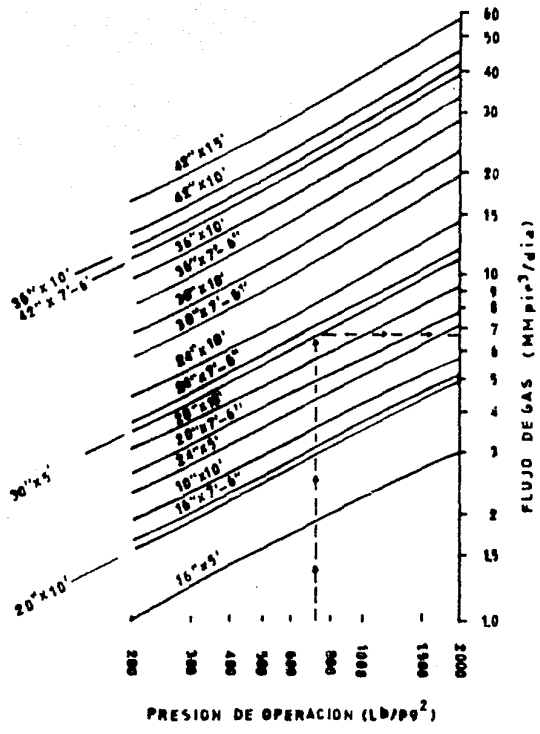


FIG. No.8 a) SEPARADORES VERTICALES PARA ALTA PRESION (DIMENSIONAMIENTO EN BASE A FLUJO DE GAS)

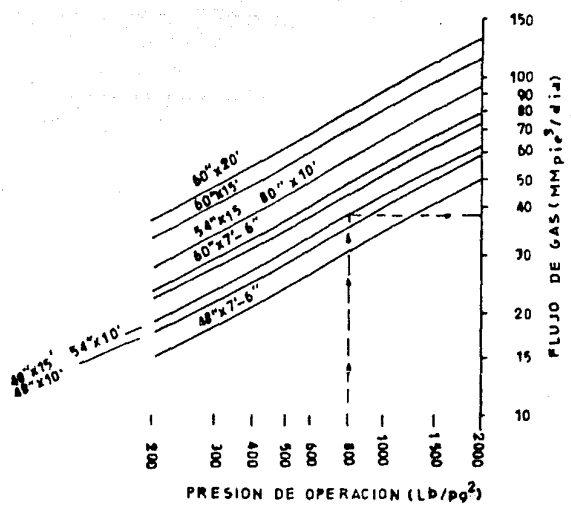


FIG. No.8 b) SEPARADORES VERTICALES ALTA PRESION (DIMENSIONAMIENTO EN BASE A FLUJO DE GAS).

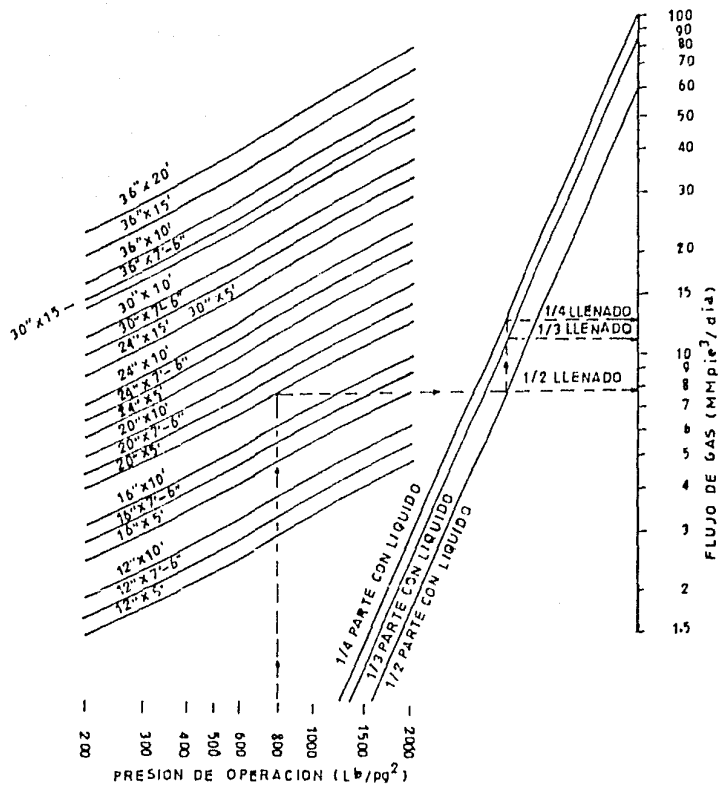
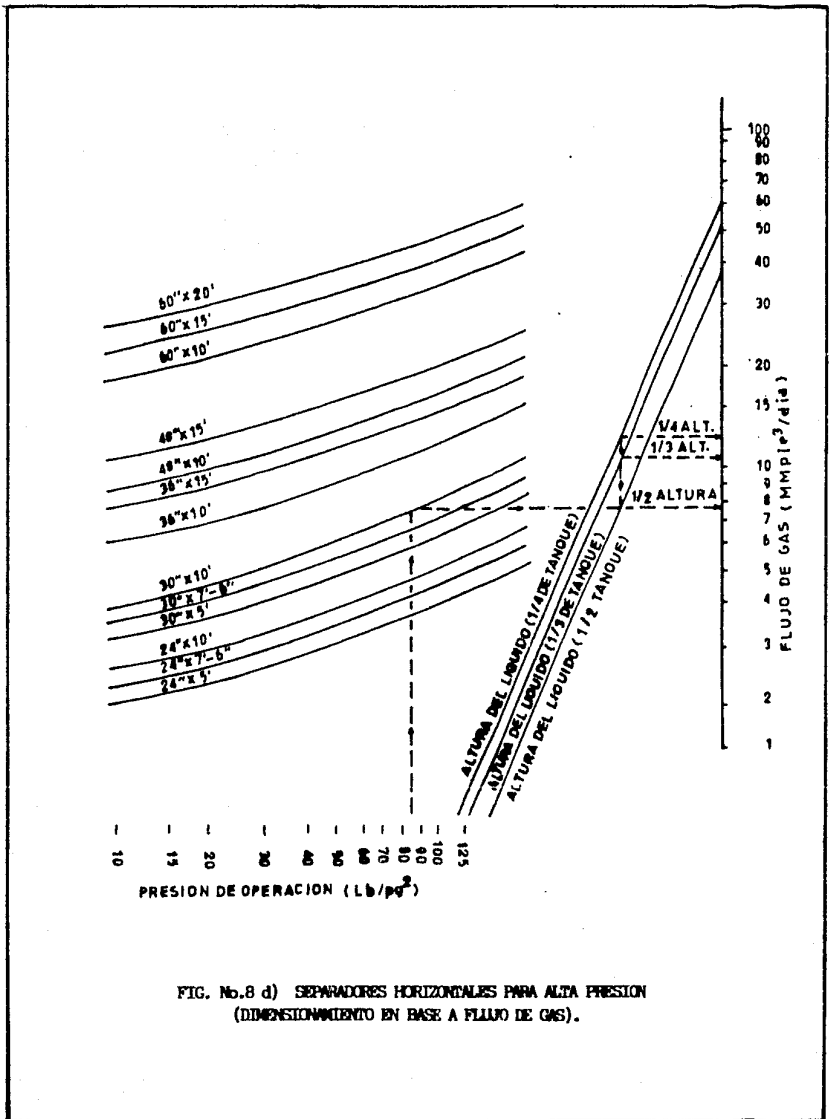


FIG. No. 8 c) EFICIENCIAS HORIZONTALES PARA BAJA PRESIONES
(DISTRIBUCIONADO EN BASE A FLUJO DE GAS).



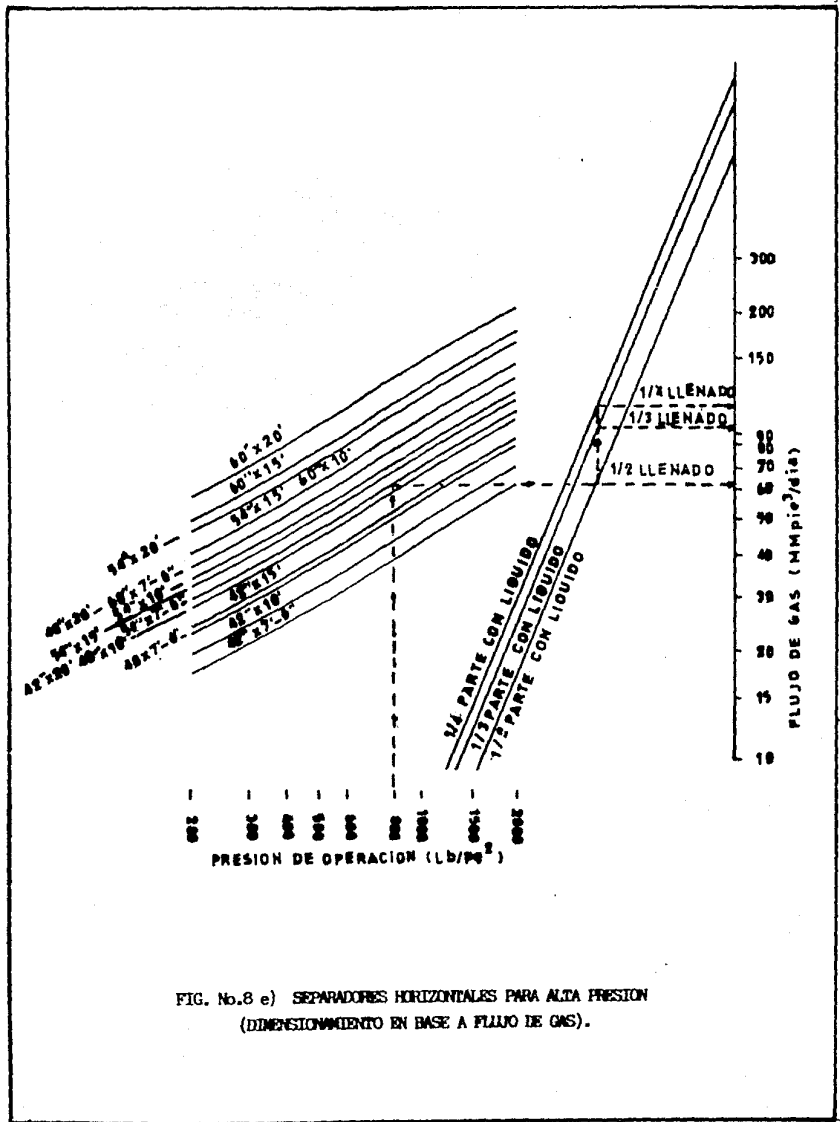


FIG. No.8 e) SEPARADORES HORIZONTALES PARA ALTA PRESION
 (DIMENSIONAMIENTO EN BASE A FLUJO DE GAS).

(BASADO EN UN MINUTO DE RETENCION)

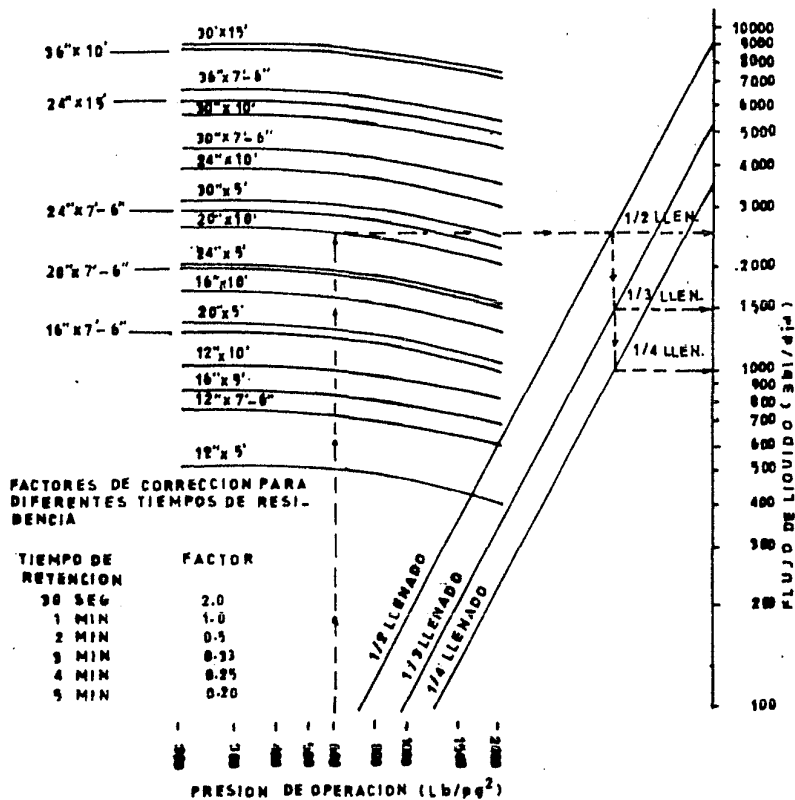


FIG. No.8 f) CAPACIDAD DE LIQUIDO EN SEPARADORES HORIZONTALES PARA ALTA PRESION CON PASO DOBLE.

(BASADO EN UN MINUTO DE RETENCION)

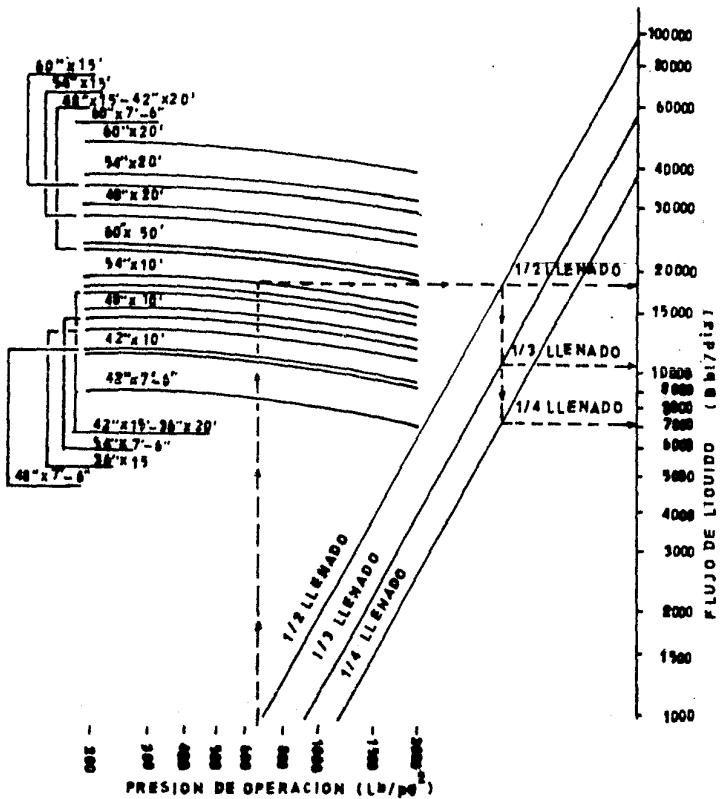


FIG. No.8 g) CAPACIDAD DE LIQUIDOS EN SEPARADORES HORIZONTALES DE ALTA PRESION CON PASO SIMPLE.

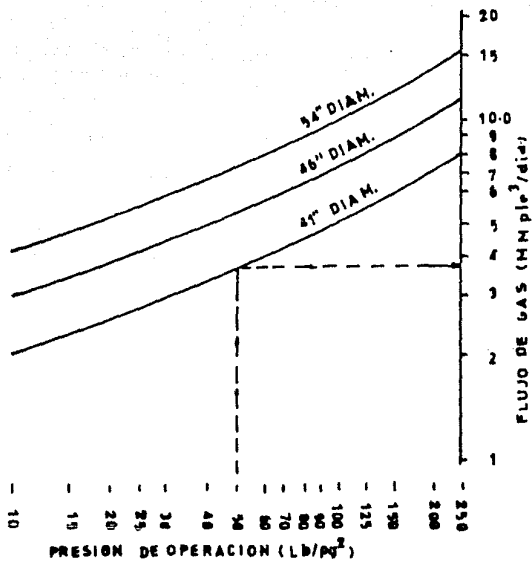


FIG. No.8 h) SEPARADORES ESFERICOS DE BAJA PRESION
(DIMENSIONAMIENTO EN BASE A FLUJO DE GAS).

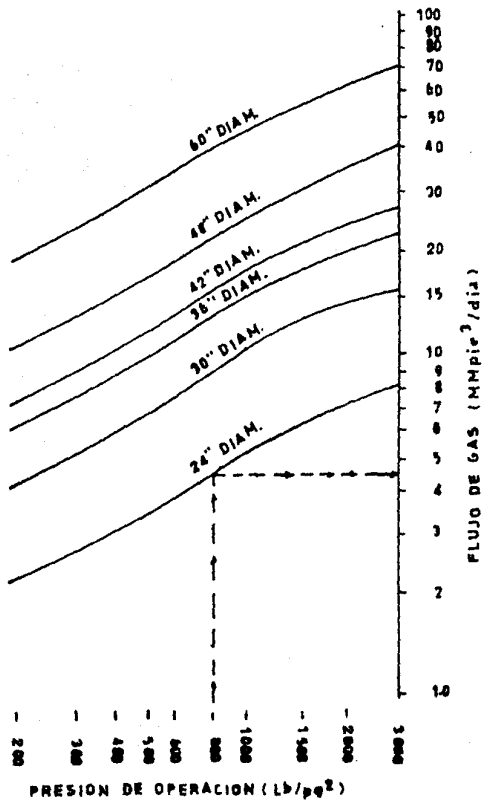
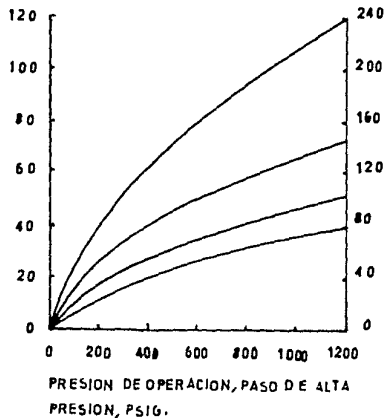


FIG. No.8 i) SEPARADORES ESFERICOS DE ALTA PRESION (DIMENSIONAMIENTO EN BASE A FLUJO DE GAS).

OPTIMA PRESION, PSIG, EN SEPARADORES DE BAJA PRESION EN TANQUES ATMOSFERICOS



OPTIMA PRESION EN EL TANQUE SEPARADOR DE BAJA PRESION EN PSIG, CON TANQUES DE DESTILADOS CON 15 PSIG.

FIG. No.9 PRESION OPTIMA EN EL PASO DE BAJA PRESION

PORCIENTO EN INCREMENTO DE CONDENSADO CON 2 PASOS DE SEPARACION, %

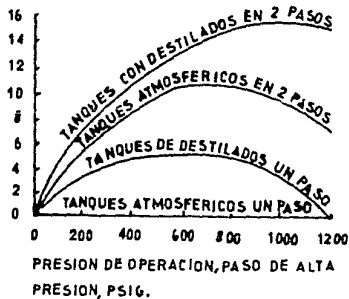


FIG. No.9 a) AUMENTO ESTIMADO EN RECUPERACION DE CONDENSADOS CON 2 PASOS DE SEPARACION.

o bien:

$$P_2 = \frac{P_1}{R_s} = P_s (R)^{n-1}$$

Donde:

R_s = Relación de presión

n = Número de paso menos 1

P_1 = Presión en el separador de alta presión ó ler.
paso, psia.

P_2 = Presión en el lado de salida, o baja presión,
psia.

P_s = Presión en el tanque de asentamiento, psia.

III.1.4.2. METODO API

El API RP-521 (Guide for Pressure Relief and Depressure Systems) ofrece un método más riguroso para el dimensionamiento de tanques separadores. Este procedimiento se resume a continuación.

El diseño de un tanque separador por este método se efectúa por tanteo. El primer paso consiste en determinar el diámetro del tanque que permita la separación gas-líquido. Las partículas de líquido se separarán cuando el tiempo de permanencia del vapor o gas sea igual a, o más grande que la velocidad de caída de las partículas a través de su viaje en el tanque, además de que la velocidad del gas sea lo suficientemente baja para permitir que caigan esas partículas. La velocidad en el tanque debe ser adecuadamente baja para evitar que las partículas líquidas sean arrastradas al quemador, el cual sólo podrá manejar partículas hasta de 150 micrones.

La velocidad de caída de una partícula está dada por la fórmula:

$$V_d = 1.115 \sqrt{\frac{g D_p (\rho_L - \rho_g)}{\rho_g C}}$$

V_d = Velocidad de asentamiento, pies/seg.

g = Aceleración debido a la gravedad, 32 pies/seg².

D_p = Diámetro de la partícula, pies.

ρ_L = Densidad de líquido a condiciones operación,
lb/pies³.

ρ_g = Densidad del gas a condiciones operación, lb/pie³

C = Coeficiente de arrastre (ver Fig. No. 10).

El segundo paso en el dimensionamiento de un tanque separador es considerar el efecto del líquido almacenado. El tiempo de permanencia en el tanque está determinado por las necesidades de operación de la planta y la composición de la mezcla. Se sugiere un tiempo de permanencia de 10 a 30 minutos.

La economía es otro factor primordial al decidir entre un tanque horizontal o un tanque vertical. Para condiciones de una gran cantidad de líquido arrastrado por un flujo alto, es deseable un tanque horizontal.

El procedimiento es como sigue:

- a) Flujo de gas en pies cúbicos/segundo (actuales)
- b) Determinar C (de la figura No. 10) calculando previamente $C (Re)^2$.
- c) Calcular la velocidad de caída de las partículas de líquido.
- d) Suponer las dimensiones de un tanque determinado (método de tanteo)
- e) Determinar el área requerida para el líquido almacenado.

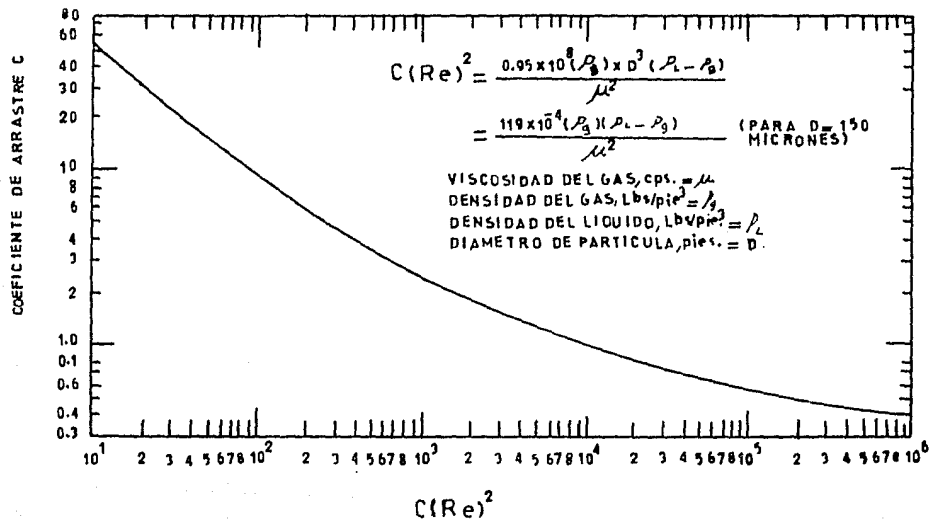


FIG. No.10 COEFICIENTE DE ARRASTRE

$$\text{Pies}^2 A = \frac{(\text{volumen líquido almacenado, galones})}{7.48 \text{ gal/pie}^3} \left(\frac{\text{1}}{\text{largo recipiente, pies}} \right)$$

f) El espacio disponible para el gas, en pies³ se dará por diferencia con el área total del recipiente.

g) Calcular el punto anterior, la altura disponible para la caída de las partículas líquidas, en pies.

h) Calcular el tiempo en segundos de caída de las partículas de líquido.

$$t = \frac{(\text{altura en Pg. para caída de líquido})}{12 \text{ pg/pie}} \left(\frac{\text{1}}{\text{Vel asentamiento pies/seg.}} \right)$$

i) La velocidad del gas en el tanque recipiente

$$\text{pies/seg} = (\text{flujo de gas, pie}^3/\text{seg}) \left(\frac{\text{1}}{\text{área para gas pies}^2} \right)$$

j) Y la longitud del recipiente en pies, es:

velocidad del gas, pies/seg * tiempo de caída de partículas de líquido en gas.

k) Finalmente, el área total del recipiente es:

$$\frac{\text{Flujo de gas entrante (pie}^3/\text{seg)}}{\text{Velocidad de gas en el recipiente (pies/seg)}} = \text{Pies}^2$$

$$y d = \sqrt{A \frac{\pi}{4}} \text{ pies}$$

III.1.4.3. CHEMICAL ENGINEERING, INDICA TAMBIEN UN METODO PRACTICO

Los separadores verticales son usados primariamente para separar gas del líquido. La separación es efectuada en el recipiente cuando las partículas líquidas son arrastradas por la fuerza de la gravedad, mayor que la fuerza de empuje.

La fricción (o arrastre) ejercida en una partícula líquida debido al movi

miento relativo entre ella y el gas circundante es:

$$F = \frac{C_d A_p \rho_g V_r^2}{2}$$

C_d = coeficiente de arrastre, lb-pie/seg²

A_p = Area proyectada de la partícula, pies²

ρ_g = densidad del gas lb/pie³

V_r = Velocidad relativa entre la partícula y el gas

circundante, $\frac{\text{Pie}^2}{\text{Seg}^2}$

La gravedad acelera la caída de una partícula que cae bajo su fuerza. La partícula cae como una constante (velocidad de asentamiento). Cuando la partícula es esférica, la velocidad de asentamiento en pies/seg., está dada por:

$$V_t = \frac{4g D_p (\rho_L - \rho_g)^{1/2}}{3 \rho_g C_d}$$

Donde:

g = Aceleración por gravedad, 32.2 pies/seg².

D_p = Diámetro de la partícula, pies.

ρ_L = Densidad de la partícula líquida, lb/pie³

ρ_g = Densidad del gas, lb/pie³

Para la ley de Stokes donde $N_{re} < 1.0$, y el tamaño de partícula es de 3 a 100μ , la velocidad de asentamiento es:

$$V_t = \frac{g D_p^2 (\rho_L - \rho_g)}{18 \mu_g}$$

Donde:

g = viscosidad del gas, lb/pie-seg.

Souders y Brown proponen la expresión:

$$V_s = K_t \left[\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right]$$

Donde:

V_s = Velocidad superficial del gas, pies/seg.

K_t = Constante basada en la tensión superficial y tamaño de partícula k varía entre 0.08 y 0.19.

La velocidad de asentamiento de la partícula líquida en pies/seg. es:

$$V_d = K_t \left[\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right]$$

Donde:

V_d = velocidad de la partícula, pies/seg

K_t = está, basada en la tensión superficial, tamaño de partícula y característica del sistema;

0.1 K_t 0.35, con 0.227 válido para la mayoría de los sistemas.

ρ_l = densidad de la partícula líquida, lb/pie³

ρ_g = densidad del gas, lb/pie³

SEPARADORES VERTICALES

Debido a que la velocidad del gas es una función directa del diámetro del recipiente, la ecuación anterior puede ser usada para diseñar un separador vertical.

Procedimiento:

1.- Determinar el flujo volumétrico actual del gas usado.

$$PV = ZnRT$$

$$V = \frac{ZnRT}{P}$$

donde:

V= flujo volumétrico pie³/seg.

n= número de moles/seg.

R= 10.73 (lb/peg² - pie³)/(R mole-lb)

T= Temperatura, grados Rankine

Z= factor de compresibilidad, Z = 1.0

P= Presión, Psia.

2.- Encontrar el área transversal del separador en pies², dividiendo simplemente entre V_d.

3.- Para asegurar una buena separación de líquido, el separador debe ser diseñado para que la velocidad del gas V_a sea menor, que V_d. Para diseños normales se debe considerar que V_a es el 15% de V_d.

$$V_a = 0.15 V_d; \text{ pies/seg.}$$

y el área seccional es:

$$D_i = \sqrt{\frac{4 A_d}{\pi}} \text{ pies}$$

El empleo de mallas de alambre, como artificio colector de las gotas líquidas, permite despreciar el 15% del factor de seguridad y hacer la velocidad disponible de gas igual a la velocidad de asentamiento (V_a = V_d) por lo que

$$A_d = \frac{V}{V_d} \text{ en pies}^2$$

Esto resulta en un diámetro más pequeño.

La altura del líquido, depende directamente del tiempo de permanencia requerido.

$$L_h = \frac{QL}{A_d}$$

donde:

L_h = Altura del líquido, pies

Q = Volumen de líquido entrante, pies³/min.

t = tiempo de residencia, minutos

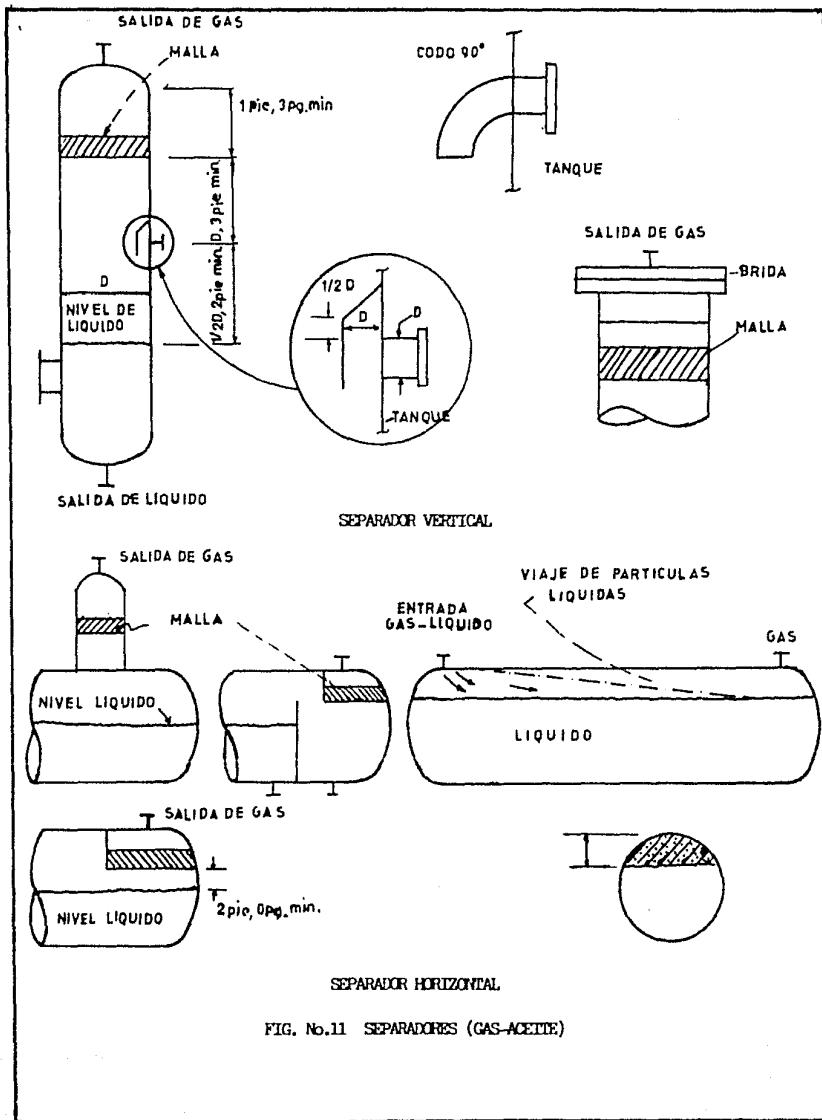
A_d = Area seccional, pies²

Un separador vertical es siempre preferido cuando se permita un corto tiempo de permanencia.

La estandarización del diseño interno y de la configuración del recipiente ahorra mucho tiempo de ingeniería.

Un procedimiento estandarizado sería:

- 1.- La velocidad disponible del gas V_a , en un separador deberá ser igual a la velocidad de asentamiento V_d , cuando se utilicen mallas metálicas. Sin embargo, V_a nunca deberá ser más grande que el 15% de V_d , cuando el separador no tenga la malla.
- 2.- El espacio para asentamiento (Distancia entre la entrada y el fondo de la malla) debe ser igual al diámetro del separador, sin embargo, cuando el diámetro del separador sea menor a 3 pies, la altura para asentamiento deberá ser 3 pies como mínimo (Fig. No. 11).
- 3.- La distancia entre la boquilla de entrada y el máximo nivel del líquido



- deben ser igual a $1/2$ diámetro del recipiente o a un mínimo de 2 pies, lo que resulte mayor.
- 4.- Los recipientes de 3 pies de diámetro y mayores, deben ser especificados en incrementos de 6 pulgadas. El diámetro de los recipientes se especifica como diámetro interior (I.D.). La longitud de los recipientes debe ser especificada en incrementos de 3 pulgadas.
 - 5.- Los separadores de 30 pulgadas de diámetro y más pequeños, deben ser especificados y fabricados como tubería, en este caso el diámetro representa el exterior (O.D.).
 - 6.- La entrada debe tener un arreglo interno para desviar el flujo hacia abajo. Los recipientes de 3 pies de largo y mayores deben tener una man para sujeta al recipiente, cubriendo la boquilla de entrada. Los recipientes de tubería tienen un codo de 90 grados formando parte de la boquilla de entrada.
 - 7.- Las salidas deben tener baffles antivórtice.
 - 8.- Las mallas eliminadoras de niebla tendrán 4 pulg. de espesor y una densidad nominal de 9 lb/pies³ en acero inoxidable.

SEPARADORES HORIZONTALES

El procedimiento presentado para la determinación de la velocidad disponible del vapor prevé las bases para el diseño de un separador horizontal - gas-líquido. Nuevamente es válido el concepto de mantener la velocidad del vapor suficientemente baja para dar tiempo a las partículas líquidas de asentarse antes de salir del recipiente.

Del mismo modo que para el separador vertical, en un separador horizontal la velocidad disponible del gas, V_a , no debe ser más grande que el 15% de la velocidad de asentamiento, V_d . Otra restricción fundamentalmente necesaria es que el área seccional para el espacio de vapores no debe ser menor del 15% del área seccional total.

La velocidad del vapor en dirección horizontal, V_h , es calculada a partir del flujo volumétrico, V , y el diámetro del recipiente D .

$$V_h = \frac{V}{0.7854 D^2 f_{ag}}$$

Donde:

V_h = Velocidad del gas, pies/seg.

V = Flujo volumétrico, pies³/seg.

D = Diámetro del recipiente, pies.

$$0.7854 = \pi/4$$

f_{ag} = Area seccional espacio de gas, pies².

El tiempo de residencia del gas es:

$$t_r = \frac{0.7854 D^2 L}{V} = \frac{L}{V_h}$$

Donde:

L es la longitud del separador, pies

El tiempo requerido para que la partícula se asiente a la velocidad de asentamiento, V_d , es:

$$t_r = \frac{f_{hg} D}{V_d}$$

Donde:

f_{hg} es la altura vertical en el espacio de gas.

De donde:

$$V_d = \frac{f_{hg} D V}{L (0.7854) D^2 f_{ag}}$$
$$D = \left[\frac{f_{ag} V}{(L/D) 0.7854 f_{ag}} \right]^{1/2}$$

El cálculo de un separador empleando las ecuaciones anteriores, es un método de prueba y error. Sin embargo, a fin de simplificar el problema, L/D puede tomarse en base a:

Presión de operación, psig.	L/D
0 - 250	3.0
251 - 500	4.0
501 y más altas	5.0

Para un primer intento de diseño, establecer el nivel de líquido a la línea del centro del separador, de tal manera que $f_{hg} = f_{av} = 0.5$.

Ahora la ecuación se reduce a:

$$D = \left[\frac{V}{(3) (0.7854) (0.15) U_d} \right]^{1/2}$$
$$D = \left[\frac{V}{0.35 \times V_d} \right]^{1/2}$$

Cuando las dimensiones de un separador horizontal se determinan por el tiempo de residencia para el líquido, el diámetro del recipiente puede ser

calculado por prueba y error.

Si f_{al} es la fracción del área ocupada el líquido, el tiempo de residencia t_h es:

$$t_h = \frac{0.7854 D^2 f_{al} L}{V_L}$$

Donde:

L = Longitud del recipiente, pies.

V_L = Flujo volumétrico del líquido, pies³/seg.

Quando la presión de operación del tanque está abajo de 251 psig, L/D es = 3.0 y

$$D = \left[\frac{t_h V_L}{3 \left(\frac{\pi}{4} \right) f_{al}} \right]^{1/3}$$

Quando se utilice malla metálica, la velocidad disponible, V_a , puede ser tomada igual a la velocidad terminal V_d .

Consideraciones para tanques horizontales.

Para tanques horizontales puede tomarse como estándar lo siguiente:

- 1.- El nivel máximo de líquidos debe asegurar un espacio mínimo para v_a por de 15 pulgadas.
- 2.- El volumen de las cabezas no deberá ser tomado en cuenta para los cálculos del recipiente.
- 3.- Las boquillas de entrada y salida deberán ser consideradas como cerradas o prácticamente situadas en las líneas de tangente del recipiente.

4.- La salida de líquidos deberá tener baffles antivórtices.

III.2. TANQUES RECOLECTORES DE CONDENSADOS.

Es recomendable instalar tanques recolectores de líquidos inmediatamente antes del tanque de sello con agua, a fin de recuperar los líquidos que han condensado en las diversas líneas de desfogue.

Para su diseño deben tenerse en cuenta los siguientes factores:

- a) Dependiendo de las necesidades de operación del sistema de desfogues y la composición del vapor, puede seleccionarse un tiempo de permanencia de los líquidos, tomando como mínimo 10 minutos.
- b) De acuerdo al volumen de líquido esperado, la altura para líquido en el tanque puede determinarse con las tablas del apéndice (F v G).
- c) El espacio libre arriba de la superficie de líquido es de $2/3$ partes del diámetro del tanque o cuando mucho 3 pies (lo que resulte menor).
- d) La capacidad de la bomba para manejo del líquido condensado debe ser tal que vacíe el tanque en 20 ó 30 minutos.
- e) Por lo general el diámetro del tanque es de $1/2$ a $1/3$ de su longitud y de 3 a 4.5 veces el diámetro del quemador.
- f) Es recomendable que la corriente de gas no pase directamente al tanque, sino que los líquidos sean recolectados dando una pendiente a las líneas de desfogue de 1:1000 hacia el recipiente.
- g) Los líquidos recuperados deberán ser enviados mediante bombeo a re-proceso o bien a tanques de crudo, lo que dependerá de que sean lim-

pios y de algún valor económico o líquidos contaminados. Cuando se trate de condensados ácidos, deben ser neutralizados antes de enviarlos al drenaje.

III.3. TANQUES DE SELLO

Un tanque de sello es un recipiente al que se le ha puesto agua u otro líquido no inflamable a fin de extinguir una flama que ha retrocedido desde el quemador (arestaflama) Fig.(12 y 13).

En el empleo de tanques de agua se debe tener en cuenta que:

- a) Adecuadamente diseñados ofrecen una seguridad completa al sistema.
- b) El empleo de dos tanques o más dará como resultado una gran versatilidad al equipo.
- c) Puede mantenerse una operación de flujo máximo en fosas de emergencia como resultado de operaciones de mantenimiento de equipo menor.
- d) Tanto los tanques separadores como los de sello no deben estar aislados más que para protección personal.
- e) La localización de los recipientes deberá darse de acuerdo al estudio de radiación resultante a carga máxima del quemador, para un valor de 3 000 BTU/hr-pie².
- f) Debe darse un flujo constante de agua al tanque, de tal manera que al circular dentro de él pueda arrastrar el aceite y demás materiales atrapados. Un valor recomendable es de 0.5 GPM.
- g) Es recomendable usar placas perforadas o algún elemento similar con el objeto de que las pulsaciones del gas al formar olas no arrastren líquidos al quemador.

- h) Debe instalarse una columna de agua en el exterior del tanque, con el objeto de mantener automáticamente el nivel del sello de agua. Un equivalente a esto es una válvula de control de nivel en el dren del tanque.
- i) La mayoría de los tanques de sello trabajan a presiones muy bajas; sin embargo, deben ser diseñados a presiones de 150 psig como mínimo, con el objeto de que resistan el efecto explosivo de una flama que ha retrocedido desde el quemador.
- j) En caso de tanques horizontales puede darse la entrada del flujo de vapor por el centro y la salida por ambos extremos, de tal manera que el diámetro se vea reducido a 0.7 veces el calculado.
- k) El fuerte burbujeo del gas a través de la tubería sumergida puede verse disminuido haciendo numerosos cortes en "V" alrededor de la boca del tubo.
- l) Para el diseño de las boquillas, soportes o internos debe tomarse en cuenta el choque por cargas resultantes de efectos térmicos o expansión de gas.
- m) Deben darse facilidades para su acceso y mantenimiento.
- n) Deben utilizarse válvulas tipo ON-OFF para evitar la ruptura del sello en los sistemas de alta presión.
- o) A los tanques de sello debe enviarse exclusivamente las corrientes de gas con temperatura por arriba de la de congelación del agua a fin de evitar el taponamiento del mismo.

III.4. DISEÑO

De acuerdo a las figuras (12 y 13), el sello dado en el tanque vendrá

determinado por la profundidad a que se sumerja el cabezal de desfogue en el líquido. Esto depende de la presión disponible y del efecto requerido.

La relación del área de la tubería de entrada al área libre encima de superficie del líquido, será como mínimo de 1 a 3 para prevenir arrastres de líquido al quemador.

$$h = \frac{144 P_m}{\rho_L}$$

Donde:

h = Distancia en pies

P_m = Máxima presión de salida del gas en el cabezal de entrada (psig).

ρ_L = Densidad del líquido sellante, lbs/pie³

En un tanque horizontal para sello el espacio para el gas arriba de la superficie del líquido deberá ser como mínimo un círculo de diámetro D, - igual a 2 veces el diámetro de la tubería de entrada o cuando menos 3 pies.

$$D = 2 d_i$$

Para un tanque vertical la altura H del espacio de gas, será aproximadamente de 2 a 3 veces D.

La velocidad en el tanque nunca debe ser mayor que la calculada por la ecuación

$$V_p = 0.267 \left[\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right]^{1/2}$$

SELLOS DE AGUA ADICIONALES

A fin de proporcionar una máxima seguridad al sistema de desfogue, es

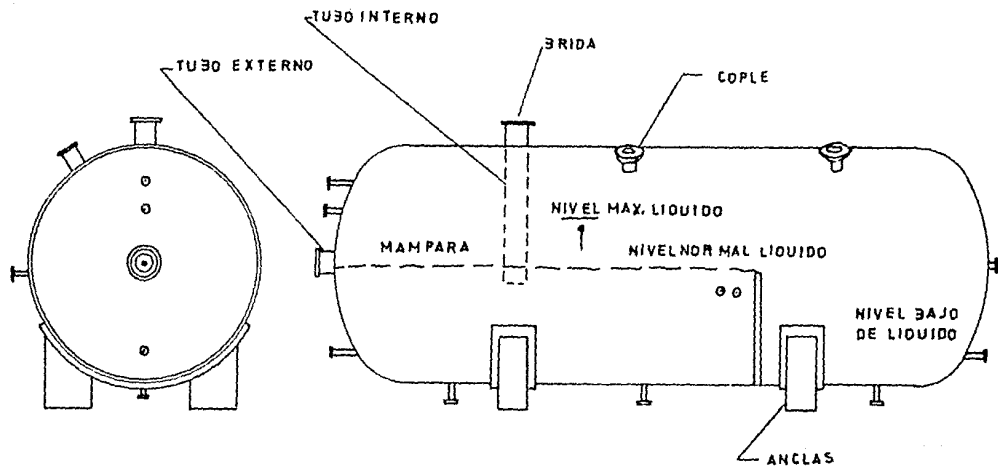


FIG. No.12 TANQUE SELLO TIPO HORIZONTAL

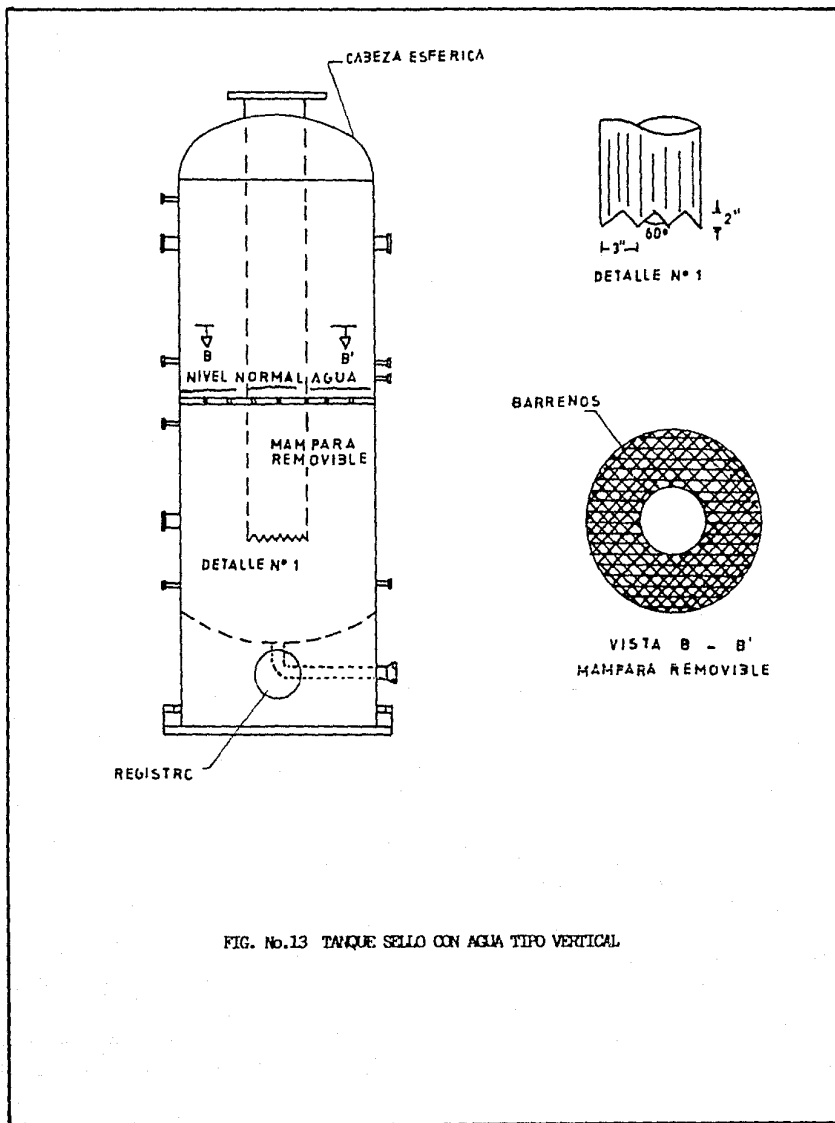


FIG. No.13 TANQUE SELLO CON AGUA TIPO VERTICAL

conveniente localizar un sello de agua lo más cercano posible al quemador de emergencia. Esto puede conseguirse en dos formas:

- a) Haciendo en la línea de desfogue una curva en forma de "U" y proporcionando un nivel contante de agua. Este tipo de sello tiene una gran efectividad durante el retroceso de flama, sin embargo, durante una gran acometida del gas puede perder el agua contenida y por tanto su función de sello.
- b) Localizando un pequeño tambor con agua de sello inmediatamente detrás de la fosa de quemado (Fig. No. 14).

Este tipo de sello permite escalar el flujo de quemado a diferentes presiones utilizando las boquillas según la naturaleza misma del sistema, por etapas de quemado.

Es indispensable proteger este equipo de la radiación de la fosa misma, ya sea mediante trinchera o algún muro de tabique refractario.

AGUA PARA SELLO

Es elemental seleccionar el fluido con que se llenan los recipientes de sello para detener el retroceso de la flama.

El agua glicolada en una solución al 25% podrá emplearse en corrientes gaseosas con temperaturas hasta -15°F (5°C).

Nunca deberá emplearse cualquier otro fluido que no sea agua para servicios o agua glicolada. Aún no se conoce algún compuesto que cumpla la doble función de ahogar la llama sin prenderse y soportar temperaturas extremadamente bajas.

III.5. VALVULAS Y BLOQUEOS

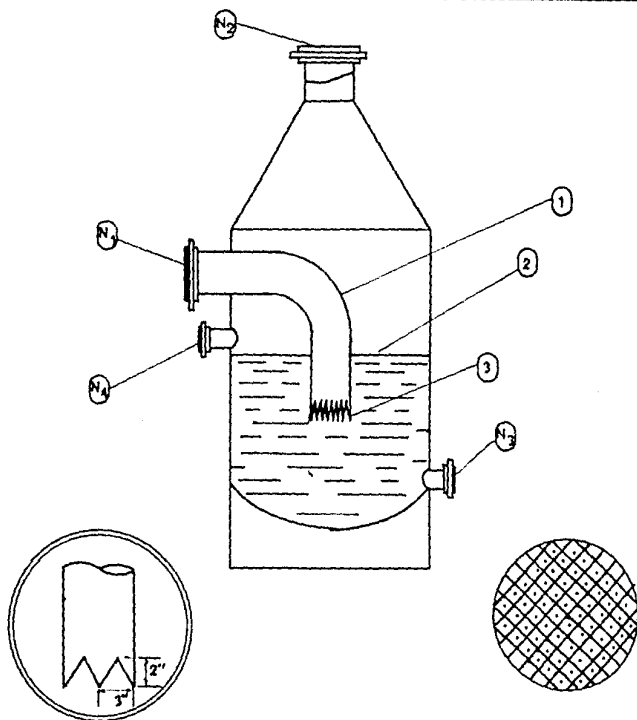
Con el fin de sacar de operación módulos enteros de quemado, para efectuar el mantenimiento en un grupo de desfogue, podrán utilizarse válvulas de tipo mariposa y a continuación una junta ciega deslizable en cada una de las líneas de desfogue inmediatamente antes de la zona de tanques separadores y de sellos.

Con este procedimiento no será necesaria ninguna válvula en los tanques o en algún cabezal localizado entre la zona de tanques y los quemadores.

No deberá utilizarse ninguna forma de bloqueo con funcionamiento automático en las líneas de desfogue.

III.6. MATERIALES PARA RECIPIENTES.

- Envoltentes y cabezas
- Soportes
- Conexiones (bridas)
- Conexiones (coples)
- Tapones
- Empaques
- Tornillos
- Espárragos
- Tuercas
- Tubo exterior
- Soldadura
- Tubo interior
- Anclas
- Pintura anticorrosiva



- 1 TUBO DE ENTRADA.
 2 PLACA PERFORADA.
 3 BOQUILLA DENTADA.
 N₁ CONEXION BRIDADA. ENTRADA DE GAS.
 N₂ CONEXION BRIDADA. SALIDA DE GAS.
 N₃ CONEXION BRIDADA. SALIDA DE AGUA.
 N₄ CONEXION BRIDADA. ENTRADA DE AGUA.

FIG. No. 14 SELLO DE AGUA

CAPITULO IV

VENTEOS ATMOSFERICOS

IV.1. ASPECTOS GENERALES

Los vapores de hidrocarburos que van a ser descargados a la atmósfera, a través de dispositivos de relevo, deben ser sujetos a un cuidadoso análisis en el que se debe considerar:

1. Propiedades del gas (peso molecular, temperatura), condensación del gas y efectos fisiológicos.
2. Velocidad del viento.
3. Formación de mezclas explosivas a niveles de piso o estructuras elevadas.
4. Exposición del personal a vapores tóxicos o químicos corrosivos.
5. Ruido.
6. Condiciones meteorológicas.
7. Normas locales.

Preferentemente, las válvulas de relevo pueden descargar directamente a la atmósfera cuando las normas locales y las condiciones listadas anteriormente lo permitan. Es la manera más usual para manejar descargas de gas en forma económica.

Es recomendable ventear gases con un peso molecular inferior a 45.

El método para manejar líquidos varía también en relación con la naturaleza del fluido descargado, su presión de vapor y su temperatura. El agua y los fluidos que no sean hidrocarburos pueden ser descargados al drenaje pluvial, químico o aceitoso según el caso. Los hidrocarburos deberán ser descargados en un sistema cerrado o a un tanque de desfogue en el cual el líquido es vaporizado y enviado al quemador.

Los hidrocarburos líquidos pesados (C₄ y mayores) usualmente son bombeados de nuevo a almacenamiento.

Para efectos de trabajo con los gases y materias que pueden contaminar el medio ambiente, es deseable y conveniente clasificar los gases de acuerdo a sus propiedades fisiológicas y a los demás materiales, de acuerdo a su tipo. Esto es:

- a) Gases tóxicos y vapores, tales como ácido sulfhídrico, monóxido de carbono, ácido cianhídrico.
- b) Gases irritantes, tales como dióxido de azufre, trióxido de azufre, ácido fluorhídrico, ácido clorhídrico y cloro.
- c) Gases malolientes y vapores, tales como mercaptanos, compuestos fenólicos y ácidos nafténicos, sulfuros orgánicos y bases de nitrógeno, aldehídos, amoníaco y compuestos olorosos de muy diversas clases.
- d) Asfixiantes, dióxido de carbono, hidrógeno y gases de hidrocarburos descargados en cantidad tal que produzcan una atmósfera asfixiante.
- e) Aerosoles, como humos y nieblas, vapores condensados provenientes de líquidos vaporizados.

f) Cenizas y polvos.

Especial consideración debe tenerse con los siguientes compuestos que son además los que más comúnmente se descargan a la atmósfera en los procesos de una refinería.

I.- ACIDO SULFHDIRICO

Aunque este compuesto es comúnmente quemado en una estructura elevada, debe considerarse la posibilidad de que la llama pueda apagarse, provocando la necesidad de afrontar a uno de los compuestos de mayor peligrosidad.

El ácido sulfhídrico tiene serios efectos sobre la salud de los seres vivientes, aunque la literal interpretación de los límites de peligrosidad en los individuos varía según el grado de sensibilidad y el tiempo de exposición a la substancia.

TABLA 1
EFECTOS DEL ACIDO SULFHDIRICO Y DEL DIOXIDO DE AZUFRE

	<u>Niveles de Concentración</u>	
	<u>H₂S</u>	<u>SO₂</u>
Detectable por olor	0.1 ppm.	0.3 - 1.0 ppm.
Irritante a los ojos, nariz y garganta	25-90 ppm.	10.0 ppm.
Concentración aceptable en lugares de trabajo	20 ppm.	5.0 ppm.
Inhibición de los sentidos humanos	100 ppm.	
Máxima concentración para 60 min.		50-100 ppm.
Peligroso a la vida	300-1000 ppm.	400-500 ppm.
Daños a las plantas	20 - 40 ppm.	0.3 ppm.
Deslustrado de pintura	0.1 ppm.	
Herrumbre del hierro o acero.		Varía con la humedad SO ₂ más que el HoS.

2. DIOXIDO DE AZUFRE.

Como se vió en la tabla anterior, el SO_2 irrita también los ojos, la nariz y la garganta.

Tanto los humanos como los animales y las plantas son altamente sensibles a bajas concentraciones del SO_2 .

Algunos estudios indican un incremento de mortalidad a medida que en la contaminación del medio ambiente se han hallado indicios de este gas.

T A B L A 2
EFECTOS DEL DIOXIDO DE AZUFRE

	<u>Conc. ppm.</u>
Incremento de mortalidad promedio anual	0.15 - 0.15
Detectable por olor	0.3 - 1.0
Broncoconstrictor en 10 minutos	1.6
Valor de exposición industrial	5.0
Irritante a los ojos	20.0
Valor máximo permisible 50 min.	50 - 100
Peligroso a la vida	400 - 500

3. AMONIACO

El amoníaco representa un problema grave al ser relevado a través de un sistema de desfogue.

- a) Aproximadamente un 12% del volumen total escapa sin quemarse, por lo que si se decide emplear un quemador, debe agregarse vapor, agua o aire a fin de ayudar a la combustión.

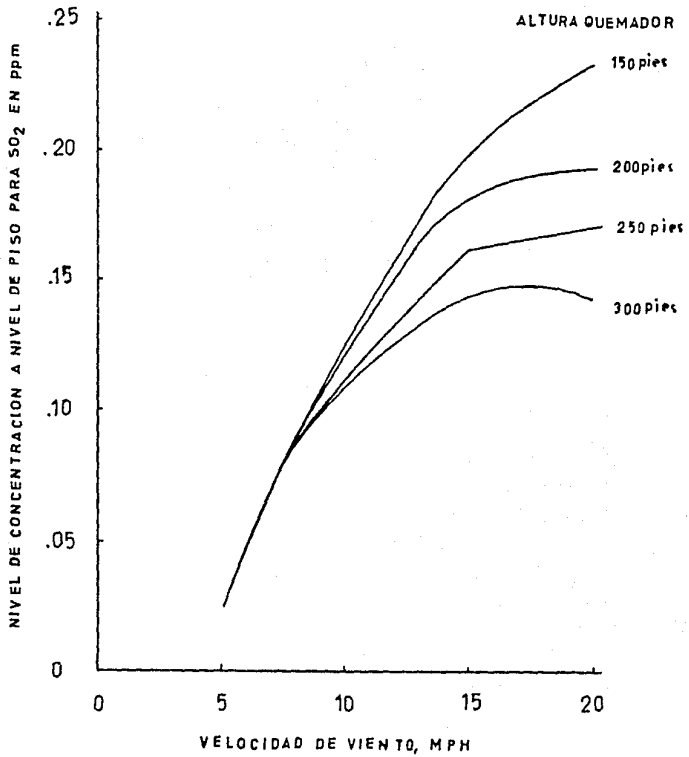


FIG. No.15 ESTIMACION DE LA CONCENTRACION DE SO₂ EN UN QUEMADOR ELEVADO

- b) Las descargas de este gas a la atmósfera producen daños a la salud por los efectos irritantes.

Las descargas de amoníaco deben tratarse empleando un tanque con agua. El amoníaco debe entonces ser tratado con ácido sulfúrico. El sulfato cristaliza y puede ser empleado como fertilizante.

4. MERCAPTANOS.

Los mercaptanos nunca deberán ser descargados intencionalmente a la atmósfera porque su olor y toxicidad los hacen indeseables. Los gases que contengan compuestos marcaptánicos y deban ser dispuestos en un sistema de desfogue deben ser lavados previamente con soluciones alcalinas.

5. ACIDO CLORHIDRICO

El HCl debe ser removido de los gases a través de un lavado con agua, pero el agua ácida no debe ser enviada al drenaje, donde algún material pueda reaccionar con el ácido provocando otro problema.

Bajo esta condición, antes de ser enviadas al drenaje, estas soluciones deben ser neutralizadas.

6. ACIDO FLUORHIDRICO

El HF es un peligroso potencial en una refinería cuando se usan procesos de alquilación. Por ello las descargas de gas deben ser neutralizadas en una torre de lavado cáustico, mediante una solución que podrá ser sosa o potasa diluida. El líquido efluente debe ser tratado con cal antes de enviarse a cualquier parte.

IV.2. ASPECTOS METEREOLÓGICOS

Antes de la instalación de un sistema de descarga atmosférica deben ser

estudiados los aspectos metereológicos con especial énfasis en gradientes de temperatura y velocidades de viento. La disposición de los gases depende en gran medida de la relativa estabilidad atmosférica.

Para propósitos prácticos, el cambio de temperatura por altura decrece en un grado centígrado cada 100 mts. (1°F por 180 pies).

La topografía de la vecindad es importante en aquellos lugares donde el terreno tiende a contener los materiales contaminantes emitidos en el venteo. Los efectos de contaminación serán particularmente malos cuando las inversiones de temperatura prevalezcan en el área.

TIPOS DE DESCARGAS:

El cono visible de humo de la descarga de un venteo puede ser de 5 tipos dependiendo de las condiciones metereológicas:

Cíclico.- Ocurre cuando la atmósfera se encuentra en condiciones inestables, el cono asciende y desciende alternativamente después de dejar la chimenea, cuando llega al piso permanece en contacto con el suelo, luego sube y más tarde repite su camino. Esto depende de la velocidad del viento.

Cónico.- Ocurre cuando el lapso es aproximadamente neutral. Se logra solamente cuando la velocidad del viento es igual o excede a 20 millas por hora. El gas tendrá forma de un cono angosto. El ángulo del cono variará de 30 a 40 grados y el eje del perfil del cono apuntará viento abajo.

Abanico.- Ocurre cuando el lapso es menor que el valor adiabático. El cono sale en un abanico de plano horizontal que gradualmente se ensancha -

viento abajo y tiende a atenuarse más viento abajo.

Fumigación.- Es el característico de una inversión alta. En estas condiciones el cono tiende a dispersarse viento abajo.

Elevado.- Es característico de una inversión cercana al piso. Es opuesta a la fumigación, el cono tiende a dispersarse hacia arriba. El cono de un venteo de 200 pies de altura usualmente viaja 5 a 10 millas antes de alcanzar el suelo.

CONDICIONES METEREOLÓGICAS

Un lapso o cambio en la temperatura en una altitud es definitiva como:

$$-\frac{dT}{dz}$$

Donde:

T = Temperatura, grados Rankine

z = Altura, pies

Cuando:

$-\frac{dT}{dz}$, es menor, más grande que

o igual a $\frac{g(C_p - C_v)}{RC_p}$, la atmósfera será estable, inestable (lapso) o neutral (adiabática).

g = Aceleración debido a la gravedad, 32.2. pies/seg².

R = Constante del gas = 1720 (pies²) (lbs)/seg².

C_p = Calor específico a presión constante.

C_v = Calor específico a volumen constante.

IV. 3. CONSIDERACIONES DE DISEÑO

El tamaño de un venteo es determinado por la caída de presión y por la velocidad mínima requerida para la prevención de condiciones peligrosas de niveles inflamables y grados de toxicidad.

Las ecuaciones de difusión están esencialmente basadas en la suposición de que al abandonar el gas el elemento que lo conduce, toma la dirección del viento y forma un cono horizontal. En algún punto viento abajo, el gas alcanza a tocar el suelo y de ahí es rebotado. El punto de concentración máxima de gases es algún punto viento abajo con respecto al punto en que el cono alcanzó el suelo.

Para determinar la altura efectiva de emisión debe tenerse en cuenta la velocidad de salida de los gases del venteo. Cuanto mayor sea la velocidad, crecerá también la tendencia a formar un cono vertical invertido durante alguna distancia, y después se formará un cono horizontal.

De acuerdo a lo anterior, la altura efectiva de emisión será la altura de la chimenea o punto de salida, más una distancia de 100 diámetros referidos al tubo de salida.

Una velocidad de salida de 500 pies por segundo como mínimo creará una excelente dispersión. El diámetro deberá ser verificado para no sobrepasar la velocidad sónica.

La altura del venteo puede ser seleccionada de modo que la concentración del gas en un punto en particular deberá ser menor que el límite de in-

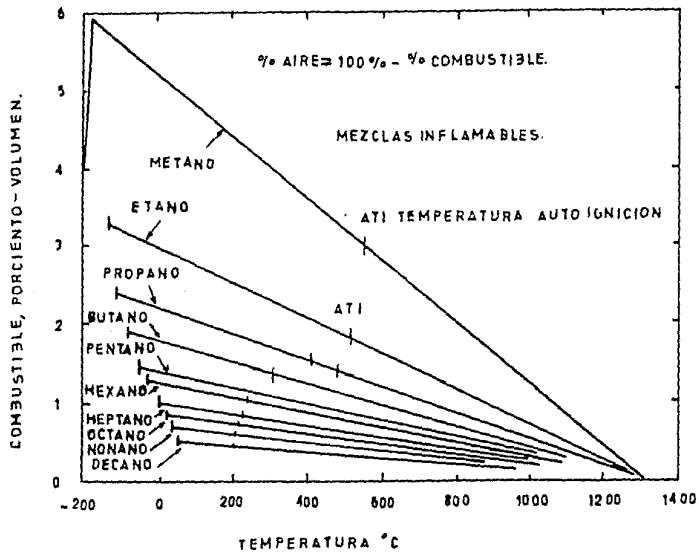


FIG. No.16 EFECTO DE TEMPERATURA EN LOS LIMITES DE INFLAMABILIDAD EN AIRE A PRESION ATMOSFERICA

flamabilidad. Un valor aceptable de concentración es de 0.1 a 0.5 veces el límite de inflamabilidad.

Otro factor que debe tomarse en cuenta en la altura de un venteo es la intensidad de calor radiada en caso de que pueda prenderse la descarga. Este método se ilustra en la descripción de quemadores elevados.

En cualquier caso, en la instalación de un sistema de venteo debe prestarse cuidadosa atención a dos problemas potenciales: a) Acumulación de líquidos en la línea por condensación de los vapores, que podrá prevenirse mediante la instalación de sellos y trampas de líquidos; b) la posibilidad de que la descarga pueda prenderse accidentalmente, en cuyo caso la instalación de sellos de agua o de corriente de gas, los cuales ayudan a prevenir el retroceso de la flama originado al minimizarse el flujo venteado.

Reglas para el diseño de venteos atmosféricos.

- 1.- La concentración del efluente viento abajo de una fuente de emisión es directamente proporcional al volumen descargado.
- 2.- La concentración del efluente viento abajo es inversamente proporcional a la velocidad del viento. El doble de velocidad de viento se traduce en la mitad de concentración.
- 3.- La concentración del efluente es inversamente proporcional al cuadrado de la altura del venteo. El doble de altura del venteo reduce a la cuarta parte la máxima concentración a nivel de piso.
- 4.- La localización de la máxima concentración a nivel de piso depende de la estabilidad atmosférica. Cuando las condiciones son estables (baja

velocidad de viento, y hay una inversión de las capas atmosféricas), la concentración ocurrirá cerca de la chimenea. Cuando existe una alta velocidad de viento y no hay inversión de capas, la concentración ocurrirá más lejos de la chimenea.

5.- La configuración del terreno es también muy importante en la localización de un venteo. Los venteos localizados en un valle tienen problemas para dispersar el gas efluente, debido a que están favorecidas las inversiones de capas.

IV.4. DISEÑO

CALCULO DE LA CONCENTRACION MAXIMA

METODO DE BOSANQUET-PEARSON

La máxima concentración (en volumen % de aire), sucede a una distancia "X" viento abajo, y con viento atravesado, a una distancia "Y" de una fuente de emisión efectiva a una altura H, de donde los gases son emitidos con una concentración W_c .

$$C. \text{ máx.} = 1.55 \left(\frac{W_c}{uH^2Mc} \right) \left(\frac{P}{q} \right)$$

o en otra forma, en ppm. en aire, se tiene:

$$C. \text{ máx.} = 1.55 \times 10^4 \left(\frac{W_c}{uH^2Mc} \right) \left(\frac{P}{q} \right)$$

Donde:

W_c = Cantidad de gas contaminante, lbs/hr.

p = Coeficiente de difusión vertical, adimensional.

q = Coeficiente de difusión horizontal, adimensional.

M_c = Peso molecular de gas efluente.

u = Velocidad media del viento, millas por hora

H = Altura efectiva del venteo, pies.

La altura efectiva del venteo H , es la suma de 3 términos: altura física de la chimenea, altura del cono de gas causada por la velocidad del gas y por la elevación del cono de gas causado por la diferencia de densidades entre el gas desfogado y la atmósfera circundante

$$H_p = 4.77 \sqrt{\frac{Q_1 V}{1.5}}$$

$$Q_1 = Q_s \left(\frac{T_1}{530} \right)$$

$$T_1 = M_c * 18.3$$

Donde:

H_p = Altura del cono de gas, pies

Q_s = Volumen de gas efluente, pies³/seg.

V = Velocidad de salida del gas, pies/seg.

M_c = Peso molecular del gas.

La distancia " x " a la cual ocurre la máxima concentración de gas a nivel de piso, es:

$$X = \frac{H}{2p}$$

$$Y = 0$$

Donde:

X = Distancia horizontal, viento abajo del punto de emisión
pies.

Y = Distancia vertical, viento cruzado del punto de emisión
pies.

H = Altura efectiva del cono de gas, pies.

P = Coeficiente de difusión vertical, adimensional.

q = Coeficiente de difusión horizontal, adimensional.

Los coeficientes de turbulencia para la ecuación Bosanquet-Pearson son:

	P	q	P/q
Baja turbulencia	0.02	0.04	0.50
Media turbulencia	0.05	0.08	0.63
Turbulencia Mayor	0.10	0.16	0.63

Los valores obtenidos por este método, nunca deberán sobrepasar los límites de inflamabilidad.

ALTURA FISICA DE LA CHIMENEA

Las ecuaciones básicas para calcular la altura de un venteo atmosférico, de acuerdo a los términos discutidos anteriormente, son:

$$h_s = \frac{(1.35 Q_m \times 10^5)^{0.5}}{(u \text{ C máx})^{0.5}} - h_v - h_t$$

Para calcular la máxima elevación del cono de gas, h_v , debido a la velocidad del gas efluente, puede emplearse la ecuación siguiente:

$$h_v (\text{max}) = \frac{2.38 a (QT1 V_s)^{0.5}}{\left(\frac{1 + 0.48 u}{V_s} \right) u}$$

Y la máxima elevación de los gases, ht, por la diferencia de densidad con el aire, es:

$$ht (\text{m}á\text{x}) = \frac{3.18 \text{ g a } Q T_1 \Delta t Z}{\text{cuando a} = 2 \quad u' \quad T_1}$$

Nota 1.- Cuando el gas venteado tiene un peso molecular de 29 o bien su temperatura es igual a la del aire circundante, el término T=0 hace ht (máx) = 0.

hs = Altura física de la chimenea, pies.

hv = Elevación del cono por velocidad del gas, pies.

ht = Elevación del cono por densidad del gas, pies.

Qm = Flujo de gas contaminante a temperatura ambiente y presión atmosférica, pies³/seg.

u = Velocidad media del viento, pies/seg.

Cmáx = Concentración máxima permisible a nivel de piso, para 30 minutos o más, ppm.

a = Factor de velocidad y elevación térmica, adimensional.

a = 1 para 1/2 hv (máx) o para 1/2 ht (máx).

a = 1.5 para 0.75 hv (máx) o para 0.75 ht (máx).

T1 = Temperatura a la cual la densidad del gas efluente es igual a la densidad atmosférica, grados Kelvin.

vs = Velocidad de salida del gas, pies/seg.

$$T_1 = \frac{\text{Peso molecular del gas efluente} \times T}{2q}$$

T = Temperatura ambiente, grados Kelvin.

QT1 = Flujo de gas a temperatura T₁, pies³/seg.

g = Aceleración debida a la gravedad = 32.2 pies/seg².

T = $T_S - T_1$, grados Kelvin

T_S = Temperatura del gas efluente, grados Kelvin.

Z = Parámetro de correlación.

Finalmente, el área de venteo es:

$$A = \frac{W}{3600 \rho_g V}$$

Donde:

A = Area del tubo del venteo

W = Cantidad de gas desfogado, lbs/hr.

ρ_g = Densidad del gas, lbs/pie³

V = Velocidad mínima para el gas venteado, pies/seg.

IV.5. NIVEL DE RUIDO

El nivel de ruido a 100 pies del punto de descarga a la atmósfera podrá ser determinado por la ecuación:

$$L_{100} = L \text{ (Fig. 17) } + \log_{10} (1/2 MC^2)$$

L_{100} = Nivel de ruido, decibeles.

M = Masa venteada, lbs/hr.

C = Velocidad sónica del gas, pies/seg.

$$C = 233 \frac{KT}{M}$$

K = Relación de calor específico del gas

T = Temperatura del gas grados Rankine

PR (Fig. 17) = Relación de presiones del punto de emisión al punto de descarga a la atmósfera psia.

PROCEDIMIENTO:

- 1.- Calcular $1/2 MC^2$ en watts, (potencia de sonido). En unidades inglesas dividir el flujo en peso (lb por segundo) por 32 para obtener M multiplicar $1/2 MC^2$ (pies-lb/seg) por 1.36 para obtenerlo en watts.
- 2.- Calcular $10 \log_{10} (1/2 MC^2)$.
- 3.- Entrar a la Fig.(17) con PR y leer comúnmente.
- 4.- Añadir los términos 2 y 3 al nivel promedio de sonido, L_{100} en decibeles a 100 pies.

Usar la siguiente ecuación para distancias diferentes a 100 pies.

$$L_p = L_{100} - 20 \log_{10} \frac{r'}{100}$$

L_p = Nivel de sonido a una distancia r , decibeles.

L_{100} = Nivel de sonido a 100 pies, decibeles.

r' = Distancia de la fuente de emisión, pies.

El nivel de ruido para el que se debe diseñar un venteo puede ser decidido con auxilio de la Fig.(18), que representa los límites de ruido a que se pueden someter los trabajadores.

Cuando un trabajador se encuentre sometido a diferentes niveles de ruido por períodos diversos de tiempo, durante su jornada de trabajo, la exposición se debe evaluar de la forma siguiente:

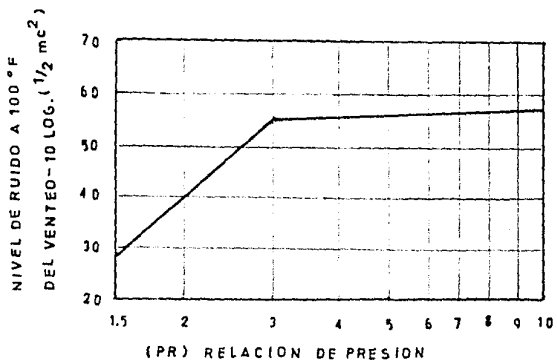


FIG. No.17 INTENSIDAD DE RUIDO A 100 PIES DE VIENTO

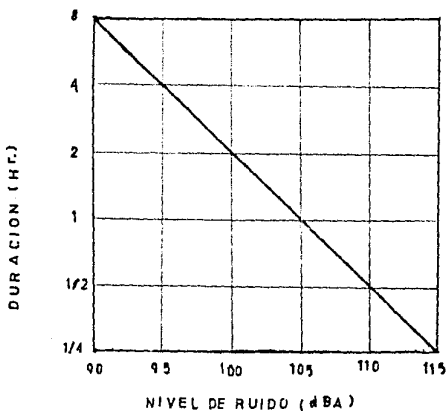


FIG. No.17 a) LIMITES DE EXPOSICION DE RUIDO PARA TRABAJADORES (OSHA)

$$\sum_i = t_i/T_i$$

Donde:

t_i = Exposición total diaria al nivel de sonido i

T_i = Máxima duración tolerable a ese nivel

Si la suma es igual a o menor que uno, la exposición está dentro de los límites descritos.

Las descargas de gases a la atmósfera a través de venteos elevados, deben cumplir con las normas de organismos especializados como (Occupational Safety and Health Administration). Entre estas normas se puede citar:

- 1.- El uso de tapones auditivos y orejeras está permitido como medida protectora temporal, no sólo cuando se pruebe que otras soluciones correctivas no son posibles.
- 2.- En áreas de trabajo donde se requiere comunicación personal o telefónica, el nivel de ruido no deberá exceder a 70 db.
- 3.- Guía para niveles de ruido en áreas pobladas.

AREA	DIA	NOCHE	FESTIVOS Y FINES DE SEMANA
Rural	50	40	45
Suburbana	55	45	50
Urbana	60	50	55
Comercial	65	55	60
Ligeramente Industrial	65	55	60

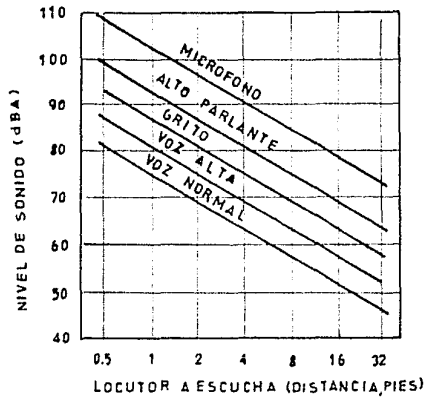


FIG. No.18 GRAFICA PARA VARIOS NIVELES DE SONIDO

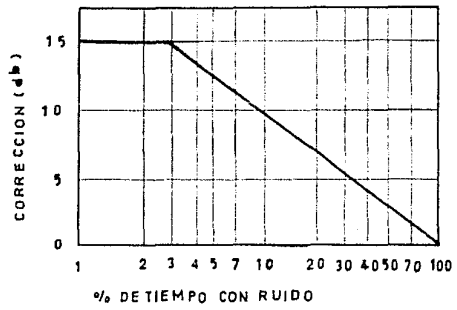


FIG. No.19 GRAFICA PARA CORRECCION DE RUIDO

Predominantemente Industrial	70	60	65
Industria Concentrada	75	65	70

Esta guía presenta niveles razonables de ruido. Sin embargo, si el ruido es impulsivo (martillazos, campanazos, etc.), se puede reducir en 5 db. De otra forma, si el ruido se presenta sólo en parte del tiempo, debe darse un factor de corrección (Fig. 19).

IV.5.1. TECNICAS DE CONTROL

Si se requiere mantener el nivel de ruido dentro de los límites permitidos mediante un diseño especial de ingeniería, los resultados deben ser satisfactorios a un costo mínimo. Los dispositivos diseñados pueden ser:

- a) Silenciadores (reactivos, disipativos o la combinación de ambos).
- b) Enclaustramientos y barreras.
- c) Aislamientos y amortiguadores

Los silenciadores se ajustan más a los venteos atmosféricos, por lo que únicamente nos referiremos a ellos.

SILENCIADORES

Estos dispositivos están indicados para atenuar el ruido producido en descargas de aire, nitrógeno, vapor de agua o cualquier otro compuesto que no represente un peligro potencial de explosión. Pueden emplearse con gases de hidrocarburos inyectando un gas inerte como CO₂ o nitrógeno.

Existen tres tipos principalmente: reactivos, disipativos o la combinación de ambos.

Los silenciadores reactivos combinan cámaras, tubos y orificios. Operan bajo el principio de crear una impedancia que reduce la transmisión acústica con efecto indebido en el flujo de gas (Fig. 20a)

Los silenciadores disipativos son dispositivos que dependen de materiales porosos para atenuar el sonido (Fig. 20b).

La combinación de ambos es común comercialmente (Fig. 20c)

DISEÑO Y SELECCION (Silenciador reactivo disipativo).

Información mínima requerida:

- . Características del gas manejado, tal como su tipo, peso molecular, presión, temperatura, etc.
- . Flujo volumétrico, en pies³/min. actuales.
- . La reducción de ruido para el que debe diseñarse el silenciador.
- . La configuración de la tubería.
- . El espacio disponible, orientación y localización del silenciador.

PROCEDIMIENTO DE CALCULO.

- Determinar el flujo volumétrico a condiciones actuales (pies³/min).

Para vapor:

$$Q_d = \left(\frac{m}{60} \right) V$$

Para gas:

$$Q_{ACFM} = \frac{N}{60} \frac{13.1}{\gamma} \frac{T+460}{520}$$

Donde:

Q_d y Q_{ACFM} = Flujo volumétrico actual a presión atmosférica.

m = Masa de gas, lb/hr.

v = Volumen específico del vapor, pies³/lb.

γ = Gravedad específica.

T = Temperatura, °F

- De la Tabla 3, seleccionar el diámetro del silenciador que corresponde al flujo volumétrico actual.
- De la Tabla del Apéndice H determinar la longitud mínima que satisfaga la reducción de ruido en decibeles para un nivel de banda (decibeles) que corresponda al espectro de frecuencias (Hertz) de la octava banda.
- Finalmente, de la Figura (21) y apéndice I , establecer la caída de presión, en pulgadas de agua.

Los cálculos anteriores nos permiten requisitar satisfactoriamente el silenciador. Los detalles internos tales como número de tubos en el módulo, diámetro del difusor y características del aislamiento son patente de fabricante y están por tanto bajo su responsabilidad.

CONSIDERACIONES ESPECIALES

- 1.- Es impráctico diseñar un silenciador para manejar ruidos impulsivos resultantes de flujos instantáneos. De esto se deduce que la velocidad de 500 pies/seg. recomendada para venteos atmosféricos, correspondiente a descarga máxima de diseño, sólo debe presentarse en períodos de corta duración. La velocidad máxima para la que trabaja un silenciador del ti

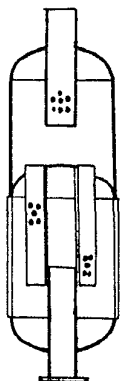


FIG. No.20 a) DISEÑO REACTIVO

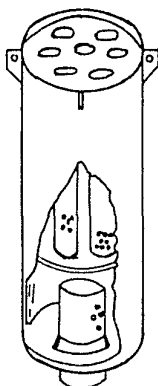


FIG. No.20 b) DISEÑO REACTIVO/DISIPATIVO

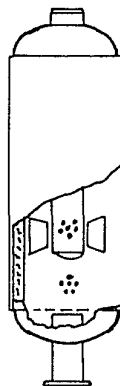


FIG. No.20 c) DISEÑO DISIPATIVO

VENTED CON SILENCIADOR

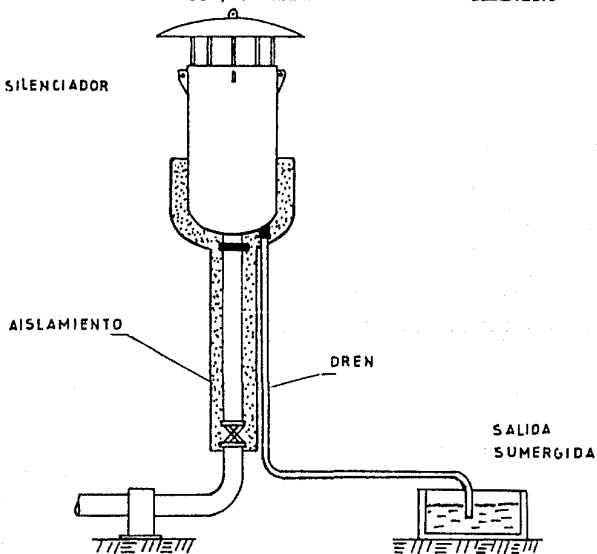


FIG. No.20 SILENCIADORES

po descrito, es de 15 000 pies/min (250 pies/seg).

- 2.- Bajo condiciones de sobrediseño por flujo de gas, el nivel de ruido aumentará proporcional a $50 \times \log$. de la velocidad, en decibeles.
- 3.- Cuando se manejen compuestos extremadamente peligrosos por su toxicidad, explosividad o inflamabilidad, es preferible suprimir el silenciador si no se alcanza el nivel de velocidad mínimo descrito. De otra forma debe inyectarse gas inerte.
- 4.- Cuando se manejen gases calientes que puedan causar expansiones térmicas que dañen el silenciador, indistintamente se emplearán conexiones flexibles o anclas justamente antes del silenciador.
- 5.- El montaje de los venteos atmosféricos en PEMEX, se hace generalmente en estructura tipo torre, por lo que el silenciador estará bien soportado para efectos sísmicos y cargas de viento.
- 6.- El silenciador deberá ser provisto de un drenaje hasta el piso, cuya salida deberá estar sumergida, y la tubería será extrafuerte y bien soportada para prevenir el efecto de "radiación sónica".
- 7.- La localización de un venteo con silenciador deberá estar libre de paredes o edificios cercanos, pues el ruido, aún reducido, se emite como un patrón esférico cuyas ondas se reflejarán en dichas superficies.
- 8.- Cuando se decida emplear un silenciador en el venteo de hidrocarburos, debe inyectarse un gas inerte que elimine el peligro de explosión en el sistema.

9.- Cuando la energía acústica se transmite a través de la tubería del sistema, puede emplearse aislamiento acústico para disminuir la radiación sónica.

TABLA 3

Diámetro y Capacidad de los Silenciadores (*)

<u>Diámetro en pulgadas</u>	<u>Capacidad pies³/min.act.</u>
12	3,400
18	8,000
24	18,300
30	33,000
36	51,500
42	74,000
48	92,000
54	133,000
60	140,000
66	202,000
72	249,000
78	276,000
84	360,000
96	393,000
102	485,000
108	537,000
120	700,000
132	880,000
144	1 395,000

(*) La capacidad anterior se recomienda para servicio continuo. Para ser vicio intermitente los valores se podrán incrementar hasta un 10% sin degradación estructural del silenciador.

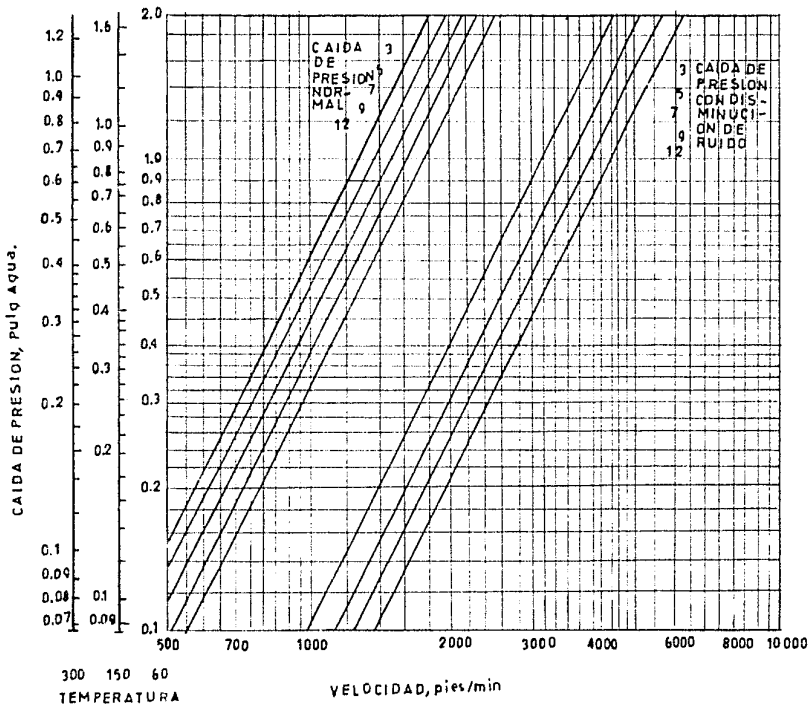


FIG. No.21 CAIDA DE PRESION EN PULG. DE AGUA EN SILENCIADORES

CAPITULO V

QUEMADORES DE CAMPO

Un quemador es un medio seguro de disposición de gases de desecho por combustión.

Se clasifican en:

Quemadores elevados

Quemadores de fosa

Quemadores multijet

V.1. QUEMADORES ELEVADOS

V.1.1. ASPECTOS GENERALES

La contaminación del aire es un problema creciente que debe preocupar a los diseñadores de sistemas de desfogues. En algunos países, los organismos gubernamentales y otros grupos especializados en contaminación ambiental han creado leyes y normas estrictas para reducir y regular los niveles de contaminación; como ejemplo de emisiones sujetas a reglamentación, en uno de los estados de la Unión Americana tenemos:

TABLA 4

COMPUESTO	AREA AFECTADA	LIMITES DE EMISION
SO ₂	A, B y D	0.2 ppm promedio durante un período de 24 horas. 0.4 ppm promedio durante un pe-

		río de 30 min. (un solo período de emisión en 12 horas).
SO ₂	C	0.3 ppm promedio durante un período de 24 horas. 0.5 ppm promedio durante un período de 30 minutos (un solo período de emisión de 12 horas).
H ₂ SO ₄	A, B, C y D	15 gr/m ³ en aire, promedio durante 24 horas. 50 gr/m ³ en aire, promedio durante 1 hora (no más de una descarga en 24 hrs.). 100 gr/m ³ en aire, máximo en cualquier tiempo.
H ₂ S	A y B	0.08 ppm promedio en 30 min. de descarga.
H ₂ S	C y D	0.12 ppm promedio en 30 min. de descarga.

* La clasificación por tipo de localidad es:

Tipo A - Zonas residenciales y de recreo.

Tipo B - Zonas de negocios o comerciales.

Tipo C - Zona industrial.

Tipo D - Otras áreas, poco visitadas.

EXCEPCION

Las emisiones de los compuestos sulfurosos durante las maniobras de arranque de los equipos y períodos de limpieza, mantenimiento e inspecciones, puede sobrepasar los límites mencionados temporalmente, con las siguientes bases:

- a) Las emisiones de SO_2 no deben exceder de 0.5 ppm promedio durante 2 horas en un período de 24 horas. Estas emisiones no deben suceder en más de 12 horas durante 30 días.
- b) Las emisiones de H_2SO_4 no deben exceder de 100 gr/m³ en aire en las descargas presentadas en el 3% del tiempo durante un período de 10 días y no deben exceder de 125 gr/m³ en aire en cualquier caso.
- c) En cualquier caso las emisiones de H_2S no deben exceder de 0.3 ppm.

En ocasiones, los niveles de contaminación especificados anteriormente sólo pueden alcanzarse con el empleo de quemadores elevados, sobre todo en localidades donde las condiciones atmosféricas son adversas y las condiciones del terreno permiten el entrapamiento de gases peligrosos.

El uso de un quemador elevado se justifica cuando se tienen que manejar gases altamente peligrosos por su toxicidad, olor, irritabilidad o cualquier efecto dañino a la comunidad. Además este tipo de quemador dispersa más efectivamente los productos de la combustión debido a su altura y velocidad de descarga (mínimo 0.2 mach, máximo 0.45 mach) en períodos cortos.

La decisión entre la instalación de un quemador de fosa y uno elevado depende primordialmente de:

- a) Cantidad de gas a tratar
- b) Composición del gas
- c) Espacio disponible
- d) Condiciones metereológicas
- e) Normas locales
- f) Detalles de diseño
 - Radiación
 - Nivel de ruido
 - Tiempo de escape
 - Niveles de concentración a nivel de piso
- g) Economía.

V.I.2. TIPOS DE QUEMADORES ELEVADOS

Un quemador elevado consiste en una tubería elevada, el medio que lo soporta, la boquilla de quemado, un sello para ayudar a estabilizar la flama, los pilotos de encendido y en algunos casos vapor o agua espreada para evitar la emisión de humo. Además se debe contar con una unidad de encendido remoto y un tablero de control de alarmas para falla de la flama de los pilotos.

Existen tres tipos de quemadores elevados, clasificados por el medio que los soporta:

- . Quemador tipo torre
- . Quemador cableado
- . Quemador autosoportado

a) QUEMADOR TIPO TORRE

Sus características de solidez y resistencia hacen que se le prefiera sobre otros tipos de soporte para quemadores, pues puede soportar dos o tres boquillas de quemado.

Se construye en base a perfiles estructurales armados hasta formar una torre, que puede ser rectangular o triangular según sea el número de boquillas que soporte.

Tiene la desventaja de que el tamaño del equipo de protección que se pueda emplear (arrestadores de flama), está limitado por el espacio interno de la base de la estructura. Fig. (22).

b) QUEMADOR CABLEADO.

La característica principal de este tipo de quemador es que puede emplear un sólo diámetro de tubería hasta la boquilla de quemado, sin necesidad de estructura.

Se construye equilibrando la tubería con cables o contravientos a fin de soportar los efectos sísmicos, del viento o de su propio peso.

El quemador cableado tiene la desventaja de que necesita mucho más espacio ya que las anclas de los cables forman un círculo cuyo diámetro es muy similar a su altura. Además, cuando se tengan expansiones térmicas severas, debe tenerse especial cuidado en la manera en que se aten los cables, en el ángulo que formen con la tubería elevada y el número de cables que se utilicen (Fig. 23).

c) QUEMADOR AUTOSOPORTADO

Se utiliza principalmente en sistemas que demandan poca altura, debido a la relativa baja inversión en material y mano de obra.

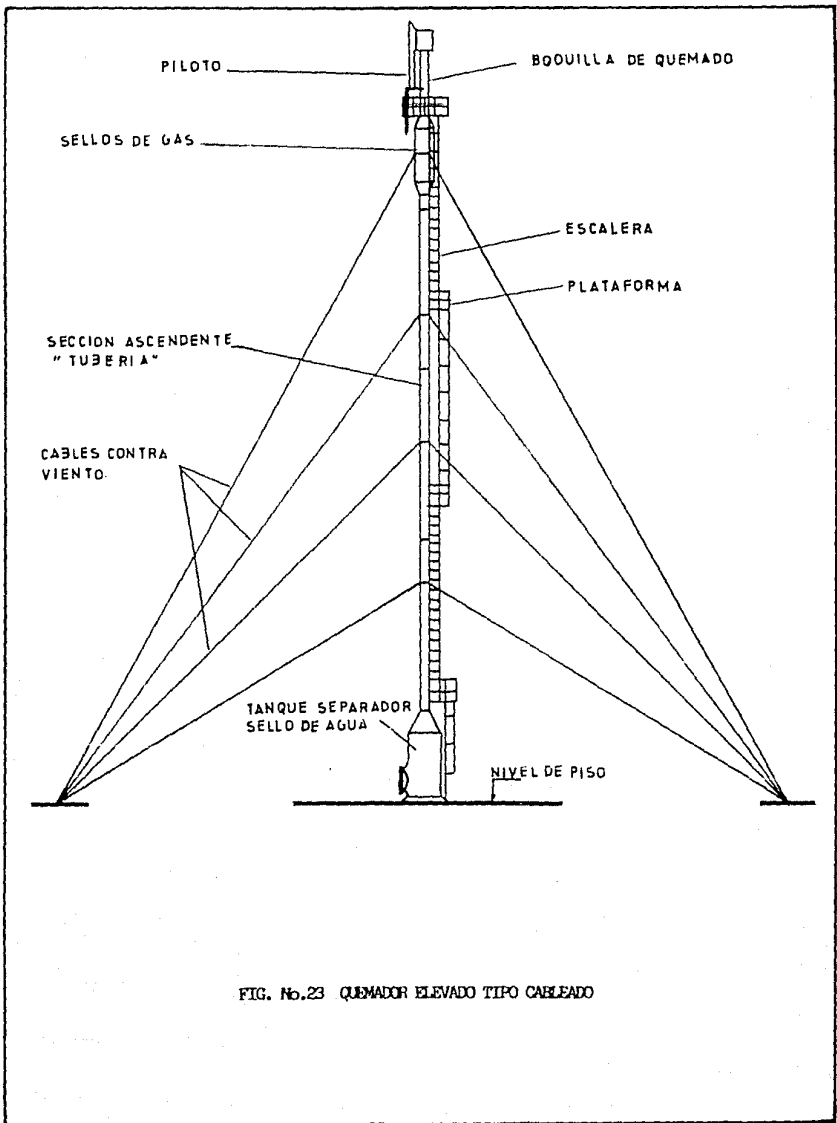
Su construcción se hace uniendo tuberías de diferentes diámetros, en orden progresivo. Generalmente se usan tres diámetros; el tubo de diámetro mayor se emplea para localizar un tanque de sello, un tanque separador de líquidos o un arrestador de flama.

Tiene la desventaja de que puede estar altamente influenciado por la oscilación rítmica producida por el viento. Además, sólo permite la instalación de una boquilla de quemado (Fig. 24).

V.1.2.1. COSTO DE LOS QUEMADORES ELEVADOS

El costo de los quemadores descritos, es en orden creciente.

<u>INVERSION</u>	<u>HASTA 150'</u>	<u>150'-200'</u>	<u>MAS DE 200'</u>
Menos caro	1.- Tipo torre	1.- Tipo torre	1.- Cableado
	2.- Autoportado	2.- Cableado	2.- Tipo Torre
Más caro	3.- Cableado	3.- Autoportado	3.- Autoportado
<u>MANO DE OBRA</u>	<u>HASTA 150'</u>	<u>150'-200'</u>	<u>MAS DE 200'</u>
Menos costo	1.- Autoportado	1.- Tipo torre	1.- Cableado
	2.- Cableado	2.- Cableado y autoportado	2.- Tipo torre
Más costo	3.- Tipo torre	iguales	3.- Autoportado



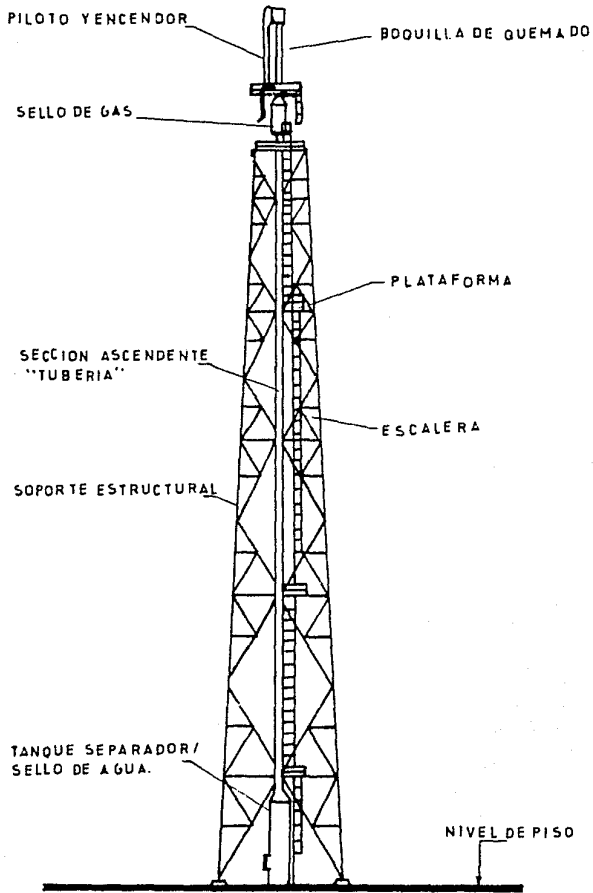


FIG. No.22 QUEMADOR ELEVADO TIPO TORRE, CON SOPORTE ESTRUCTURAL TRIANGULAR

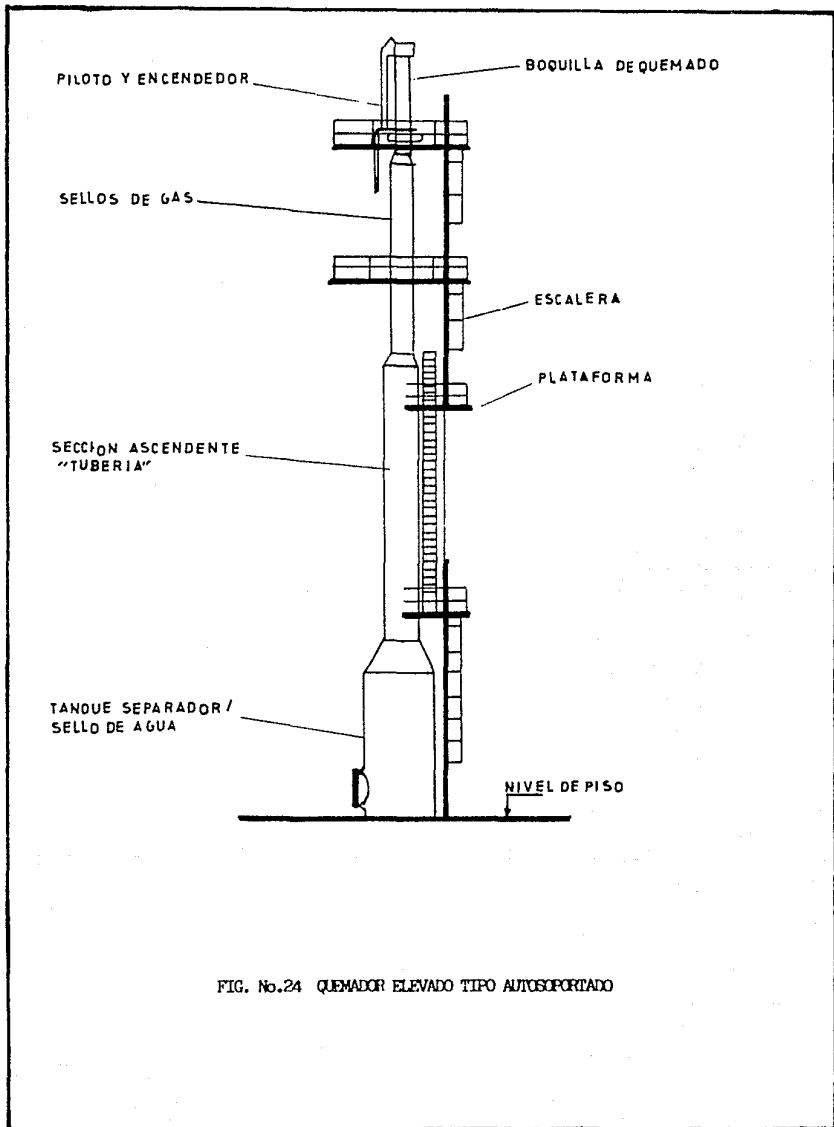


FIG. No.24 QUEMADOR ELEVADO TIPO AUTOSOPORTADO

V.1.3. DISEÑO

El diseño de un quemador elevado implica como aspectos fundamentales, la determinación de la altura y del diámetro requerido.

a) DIAMETRO

El diámetro de un quemador elevado es generalmente calculado, en base a la velocidad del gas y la caída de presión a través de la boquilla.

El criterio para calcular el diámetro del quemador se podrá establecer de la relación del máximo flujo que pueda presentarse durante un corto período de tiempo en una situación de extrema emergencia y del flujo de gas que pueda considerarse como normal a un tiempo de mayor duración.

Es deseable quemar a una relación de velocidades de 0.45 Mach en un corto período de tiempo y para una situación improbable de desfogue. Para un flujo considerado como normal, debe quemarse a una relación de velocidades de 0.2 Mach (*).

Una relación de velocidades más bajas puede ocasionar daños por corrosión, además de que la flama es influenciada en gran medida por el efecto del viento.

Para velocidades extremadamente bajas debe utilizarse material resistente a la corrosión cuando menos 7 pies abajo de la boquilla de quemado, - pues en la zona de baja presión los gases atacarán el metal a un ritmo acelerado.

(*) Mach: Relación de gas en la línea de desfogue a la velocidad sónica del gas.

Debe tenerse especial cuidado en mantener la caída de presión tan baja como sea posible. Un valor alto de caída de presión ocasiona una flama extremadamente larga. Un rango aceptable es de 0.5 a 1 psi.

La relación de velocidades (número de Mach) y el diámetro del quemador puede ser expresada como sigue:

$$\text{Mach} = (1.702) (10^{-5}) \left(\frac{W}{Pd^2} \right) \sqrt{\frac{T}{\text{KPM}}}$$

$$D = \left[\frac{2.72 \times 10^{-3} W \sqrt{\frac{T+460}{\text{PM}}}}{\sqrt{\Delta P}} \right]^{1/2}$$

$$P = \left(\frac{v}{550} \right)^2 \times 55$$

Donde:

W = Flujo de gas, lb/hr.

P = Presión en la entrada a la boquilla de quemado, psia.

d = Diámetro de la boquilla, pies.

T = Temperatura del gas a la entrada de la boquilla, grados Rankine.

K = Cp/Cv para el gas relevado.

PM = Peso molecular del gas

D = Diámetro de la boquilla, pulgadas.

ΔP = Caída de presión en la boquilla, pulg. agua.

v = Velocidad del gas en la boquilla, pies/seg.

La velocidad sónica del gas en pies/seg.

$$V_s = 223 \sqrt{\frac{KT}{PM}}$$

b) ALTURA

La altura de un quemador elevado está esencialmente basada en la intensidad del calor generado por la flama.

El cálculo de la intensidad del calor radiante involucra algunos factores:

Probabilidad de máximo relevo

Duración del relevo

Actividad del personal en el área

Calor liberado en el relevo.

Los niveles de intensidad de radiación permisibles son:

440 BTU/hr-pie ²	Es el valor de intensidad de radiación para exposición prolongada del personal.
1500 BTU/hr-pie ²	Es el límite de intensidad para exposición en un corto intervalo de tiempo del personal que trabaje en el área.
3000 BTU/hr-pie ²	Límite de intensidad de radiación para exposición del equipo (tanques, unidad de encendido remoto).
5000 BTU/hr-pie ²	Nivel al que deberá diseñarse la estructura del quemador.

Para determinar la localización y altura se pueden considerar los -

efectos de la intensidad de radiación sobre el cuerpo humano.

<u>INTENSIDAD</u>	<u>UMBRAL DE DOLOR</u>	<u>AMPOLLAMIENTO</u>
2000 BTU/hr-pie ²	8 segundos	20 segundos
5300 BTU/hr-pie ²	-	5 segundos

La intensidad de radiación proveniente de la flama de un quemador, viene dada por la ecuación:

$$q = \frac{r \times E \times W \times NHV}{4 \pi X^2} \quad \text{o bien} \quad q = \frac{r f Q}{4 \pi X^2}$$

Y el calor generado por la flama es:

$$Q = W \frac{\text{Lb}}{\text{hr}} \times \text{calor combustión} \frac{\text{BTU}}{\text{Lb}}$$

o bien:

$$Q = W hc \left(\frac{379}{PM} \right)$$

$$f = 0.2 \left(\frac{hc}{900} \right)^{1/2} \quad \text{y } hc = 50 PM + 100$$

Y la emisividad se puede calcular con la ecuación:

$$E = 0.048 \sqrt{PM}$$

Donde:

q = Intensidad de calor radiado, BUT/hr-pie²

E = Emisividad del gas

NHV = Valor calorífico neto, BTU/lb

X = Distancia radial al centro de la flama, pies

W = Flujo de gas, lbs/hr.

f = Fracción de calor disipado por radiación

Q = Calor generado por la flama, BTU/hr

r = Fracción de calor absorbido por la atmósfera (ver V.1.5)

hc = Valor neto calorífico, BTU-pie³std.

PM = Peso molecular del gas

Longitud de Flama:

$$L_f = 10D \sqrt{\frac{P}{55}}$$

y

$$L_{fc} = \frac{L_f}{3}$$

Donde:

L_f = Longitud de la flama, pies

D = Diámetro de la boquilla, pulgadas

P = Caída de presión en la boquilla, pulg. agua.

L_{fc} = Centro de la flama, pies

$$y \quad \Delta P = \left(\frac{v}{550} \right)^2 \times 55$$

Shell oil Co. calcula la longitud de flama con: $L = 6.785 v^{0.6}$

v = Velocidad en la boquilla, pies/seg.

Distorsión de la flama causada por la velocidad del viento.

Tomando como referencia la geometría del quemador de la Fig. (25).

$$= \tan \frac{V_b}{V_w}$$

$$X_c = Lfc \cos \theta$$

$$Y_c = Lfc \operatorname{sen} \theta$$

$$R' = R - X_c$$

$$H'^2 = X'^2 - R'^2$$

$$H = H' - Y_c$$

Vb = Velocidad gas en la boquilla, pies/seg.

Vw = Velocidad viento, pies/seg.

θ = Angulo de desviación de flama, grados

X = Distancia radial al centro de flama, pies

Xc = Distancia horizontal al centro de flama, pies

Yc = Distancia a nivel de piso en el límite de radiación.

R' = Base del triángulo de radiación, pies.

H' = Altura del quemador + distancia vertical al centro de flama, pies

H = Altura del quemador, pies

El criterio utilizado comúnmente consiste en calcular la altura del quemador para una intensidad de radiación en la base de 1500 BTU/hr-pie², es decir, para que una persona estando en su base, tenga tiempo de escapar cuando suceda una descarga máxima repentina.

V.1.3.1. TIEMPO DE ESCAPE

Los efectos de la intensidad de radiación en el equipo metálico dependen del tiempo de exposición. Mientras más alta sea la intensidad más alta resultará la temperatura.

Las temperaturas resultarán menores en recipientes que contengan fluidos

en movimiento, debido a la influencia de éste.

El límite de intensidad tolerado por el cuerpo humano para tiempo de exposición ilimitado es de 400 BTU/hr-pie². De esto resulta la necesidad de intervalo de tiempo, para permitir escapar de la radiación en caso de que sea incrementada la fuente de calor.

Asumiendo que una persona pueda estar en la base del quemador cuando ocurra un defogues repentino, existe un intervalo corto de tiempo (tiempo de reacción de 5 segundos) en el que la intensidad del calor radiante está siendo absorbida, luego sigue una rápida emisión (20 pies por segundo de velocidad de escape) durante la cual el calor radiante avanza y disminuye continuamente hasta valores seguros de exposición. Es por tanto necesario determinar el calor absorbido en el tiempo total de exposición y mantenerlo dentro de las limitaciones.

La velocidad de escape de 20 pies/seg. fue comparada al valor de velocidad de carrera de pista, el cual tiene un promedio de 23 pies/seg.

La máxima intensidad de calor radiado que puede tolerarse en la base del quemador en relación con el límite de calor absorbido por la atmósfera puede ser determinado por las ecuaciones siguientes:

$$t_a q_a = t_r q_m + t_e \frac{q_m - q_n}{\ln \left[\frac{q_m}{q_n} \right]} \quad \text{--- (1)}$$

$$t_a = t_r + t_e$$

qa corresponde al tiempo total ta, la Fig. (25b) es la solución de la ecuación (1).

El tiempo de escape es función de la altura del quemador.

taqa = tiempo promedio correspondiente a la intensidad promedio, seg.

tr = tiempo de reacción de la intensidad máxima, seg.

te = intensidad de radiación máxima, BTU/hr-pie²

qn = intensidad de radiación mínima. BTU/hr-pie²

Para la figura 25.

Recordando la suposición de que el calor relevado por la flama es uniformemente distribuido a través de su longitud y suponiendo que la descarga es hecha sin viento, se puede escribir:

$$q_m = \frac{f}{4} \int_H^{H+L} \frac{\frac{Q}{L} dx}{x_m^2} = \frac{f \frac{Q}{L}}{4} \int_H^{H+L} \frac{dx}{x_m^2}$$

De donde:

$$q_m = \frac{f Q}{4H (H+L)} \quad \text{y} \quad x_m = \left[H (H+L) \right]^{1/2}$$

Por tanto:

$$H = \frac{\left(L^2 + \frac{fQ}{q_m} \right)^{1/2} - L}{2}$$

La distancia radial límite de la flama:

$$X = \left(\frac{f Q}{4 \cdot 440} \right)^{1/2}$$

Resolviendo el triángulo para "y" teniendo un tiempo de escape de 20 pies/seg., tenemos:

$$"y" = 20 \text{ te } \left[X^2 - H (H + L) \right]^{1/2}$$

La solución de esta ecuación se basa en que el círculo limitante (límite seguro) es hecho para descargas sin viento. Para condiciones sujetas a viento, el círculo limitante tomará forma de elipse, donde la forma dependerá de la dirección del viento que prevalezca o bien de su intensidad.

La desviación de la flama bajo el efecto del viento puede ser determinada por: (Fig. 25)

$$\tan \theta = \frac{U_w}{U}$$

$$U_w = (X_m - X) \text{ sen } \theta$$

$$U = (X_m - H) \text{ cos } \theta$$

$$Y = \left\{ X^2 - \left[H + (X_m - H) \text{ cos } \theta \right]^2 \right\}^{1/2} + (X_m - H) \text{ Sen } \theta$$

Donde:

f = Fracción de calor radiado

Q = Calor total relevado, BTU/hr.

L = Altura de flama, pies

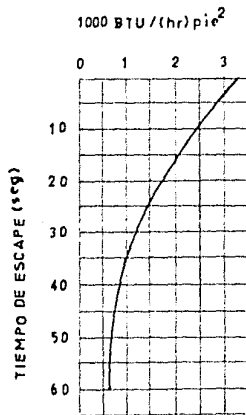
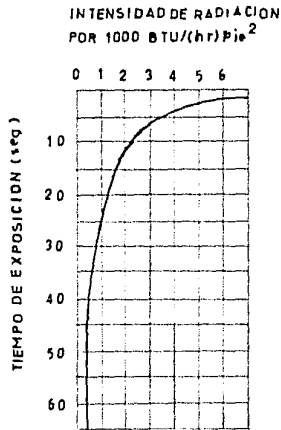
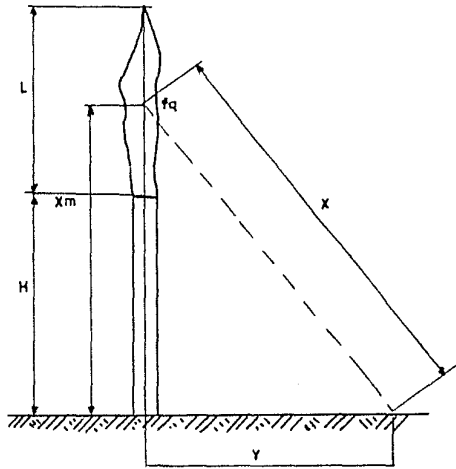


FIG. No.25 a) TIEMPO DE ESCAPE.

FLAMA SIN
VIENTO.



FLAMA BAJO INFLU-
ENCIA DEL VIENTO

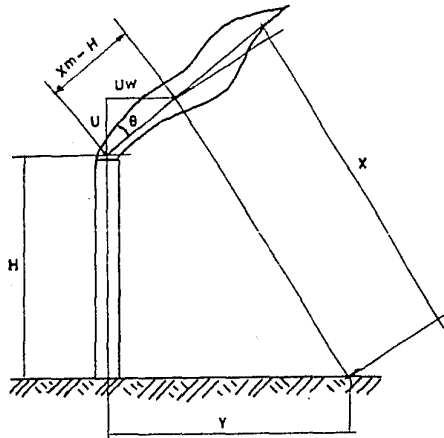


FIG. No.26 GEOMETRIA DE LA FLAMA BAJO EL EFECTO DE VIENTO

X = Distancia radial al centro de flama, pies.

θ = Angulo de desviación de flama, grados.

En donde el círculo limitante de diámetro "y" es establecido por los requerimientos de protección en cada caso particular.

El tiempo de escape no es afectado por el efecto del viento pero se espera que un individuo en la base del quemador salga corriendo a "través del viento", o sea en la dirección del viento.

V.1.3.2. CALCULO DE LA ALTURA POR CONCENTRACION MAXIMA

En el diseño de un quemador se debe tomar en cuenta la suposición de que la flama sea extinguida mientras ocurra un desfoque.

El procedimiento dado para velocidades de gas discutido en la sección de venteos atmosféricos, no aplica en este caso.

$$C_{max} = \frac{3697 V_e M D}{u H^2 D_y}$$

$$X_{max} = \left(\frac{H}{D_z} \right)^{2/(2-n)}$$

Donde:

C max = Concentración máxima, ppm

V_e = Volumen específico del gas tóxico, pies³/lb.

M = Descarga del gas contaminante, en Tons/Día.

D_z = Coeficiente de difusión vertical.

u = Velocidad de aire, mph

H = Altura de venteo, pies.

Dy = Coeficiente de difusión horizontal

X = Distancia del venteo al punto de máxima concentración, pies.

n = Factor involucrado.

Los valores de n pueden ser dados de acuerdo a los factores metereológicos vistos en el capítulo de venteos atmosféricos.

para condiciones de lapsos grandes $n = \frac{1}{5}$

para condiciones neutrales $n = \frac{1}{4}$

para inversiones moderadas $n = \frac{1}{3}$

para inversiones fuertes $n = \frac{1}{2}$

Los coeficientes Dz y Dy tomados de la tabla de Sutton para condiciones metereológicas promedio son:

ALTURA DEL VENTEO EN PIES	Dy	Dz
0	0.24	0.14
30	0.24	0.14
75	Dy = Dz =	0.14
150	Dy = Dz =	0.12
225	Dy = Dz =	0.10
300	Dy = Dz =	0.08

Un incremento de temperatura "y" en la velocidad de salida del gas ocasionará la dispersión en el aire, de tal manera que en un punto "x" viento abajo, el personal pueda encontrar niveles de toxicidad permisibles. Un va-

lor aceptable de concentración viento abajo del quemador se decidirá dependiendo de las propiedades de compuestos descargados.

La altura del quemador y la velocidad en la boquilla deben ser tales que en el punto en que la máxima concentración alcance el suelo, se tenga un nivel muy por abajo de los límites de toxicidad y explosividad.

V.1.4. TEMPERATURA DE FLAMA

La radiación emanada por la flama se puede considerar como una esfera cuyo eje es la propia flama. Para ayudar al análisis de la flama se ha adoptado un valor de longitud de onda (λ), que para fines prácticos es igual a Y_c o sea la distancia vertical del centro de la flama a la "boca" de la boquilla de quemado.

$$= \frac{Q^{1/2}}{1.47 \left[\frac{T_f}{100} \right]^2}$$

$$T_f = 100 \sqrt{\frac{Q^{1/2}}{1.47 \lambda}}$$

Donde:

λ = Longitud de onda, pies

Q = Calor liberado por la flama, BTU/hr

T_f = Temperatura de la flama, grados Rankine

V.1.5. RADIACION DEL QUEMADOR SOBRE OBJETOS CERCANOS

Los factores que influyen en la radiación incidente sobre un objeto

cercano son:

Absorción atmosférica

Efecto del viento

Factor de visión y ángulo sólido

Pérdidas de calor en el objeto cercano.

V.1.5.1. ABSORCION ATMOSFERICA.

El vapor de agua en la atmósfera absorbe la radiación térmica, de la misma manera que contribuye a la radiación de la flama en los productos de combustión. Para flamas luminosas, esta atenuación puede ser descrita por el grado de absorción en el aire húmedo para la radiación de un cuerpo negro a la temperatura de la flama. Para radiaciones de flamas no luminosas, el vapor de agua tiene una gran significación en la energía total emitida, por lo que su efecto atenuante es mucho mayor.

Recordando $q = \frac{(2/3) fQr}{4\pi X^2}$ (ver inciso V.1.3) para el caso de quemados elevados, la absorción atmosférica atenúa q del 10 al 20% en distancias hasta de 500 pies. La ecuación para el cálculo del grado de absorción es encontrada empíricamente, y es recomendable aplicarla en las siguientes condiciones.

Flama luminosa de hidrocarburos radiando a 2240°F

Temperatura ambiente con bulbo seco de 80°F

Humedad relativa de más del 10%

Distancia de la flama entre 100 y 500 pies

$$r = 0.79 \left(\frac{100}{Hr} \right)^{1/16} \left(\frac{100}{D} \right)^{1/16}$$

Donde:

r = Fracción de q transmitida a través de la atmósfera.

H_r = Humedad relativa, %

D = Distancia de la flama al área iluminada, pies.

La ecuación anterior es aplicable a la mayoría de los compuestos, excepto hidrógeno y ácido sulfhídrico, los cuales se queman con muy poca o sin radiación luminosa.

Si las condiciones de quemado son muy diferentes a las descritas para la ecuación anterior, se pueden utilizar directamente las gráficas dadas en el texto de H. C. Hottel y establecer la ecuación para otras necesidades específicas. Referencia (20).

Para las flamas de hidrógeno puede tomarse como válida la siguiente ecuación:

$$r = C - 0.001 H_r P_w D$$

Dónde:

P_w = Presión de saturación del agua a la temperatura ambiente en psia.

La ecuación anterior permite calcular una atenuación extremadamente rápida de radiación para una flama de hidrógeno.

V.1.5.2. EFECTO DEL VIENTO

Cuando un desfogue llega a ocurrir en presencia de viento alto la flama se inclina, y por consecuencia, el centro de la flama se acerca al ob-

jeto viento abajo del quemador. De esta manera, el flujo de calor radiante, "q", incidente sobre el objetivo viento abajo, es más grande que el producido en un aire quieto. Por otra parte, el viento que corre alrededor del objeto sobre el que incide el calor de la llama tiende a disipar el efecto de la radiación.

V.1.5.3. FACTOR DE VISION Y ANGULO SOLIDO

En la distribución de la energía radiante emitida sobre un objeto de be tenerse en cuenta el ángulo de incidencia sobre el que se emite la radiación en unidad de tiempo (Fig. 27).

La energía emitida por unidad de área, unidad de tiempo y unidad de ángulo sólido, en la dirección θ , es descrita por la Ley de Lambert: *

$$q_{b\theta}^{(e)} = \frac{T^4}{\pi} \cos\theta$$

De la ley de Stefan Boltzman y siguiendo el procedimiento matemático dado por H.C. Hottel se puede escribir:

$$Q = \sigma_{AF} \left(T_1^4 - T_2^4 \right)$$

Donde:

T = Temperatura absoluta, grados Rankine

θ = Angulo de incidencia, grados

Q = Calor emitido por la llama, BTU/hr

A = Area sobre la que incide la radiación, pies²

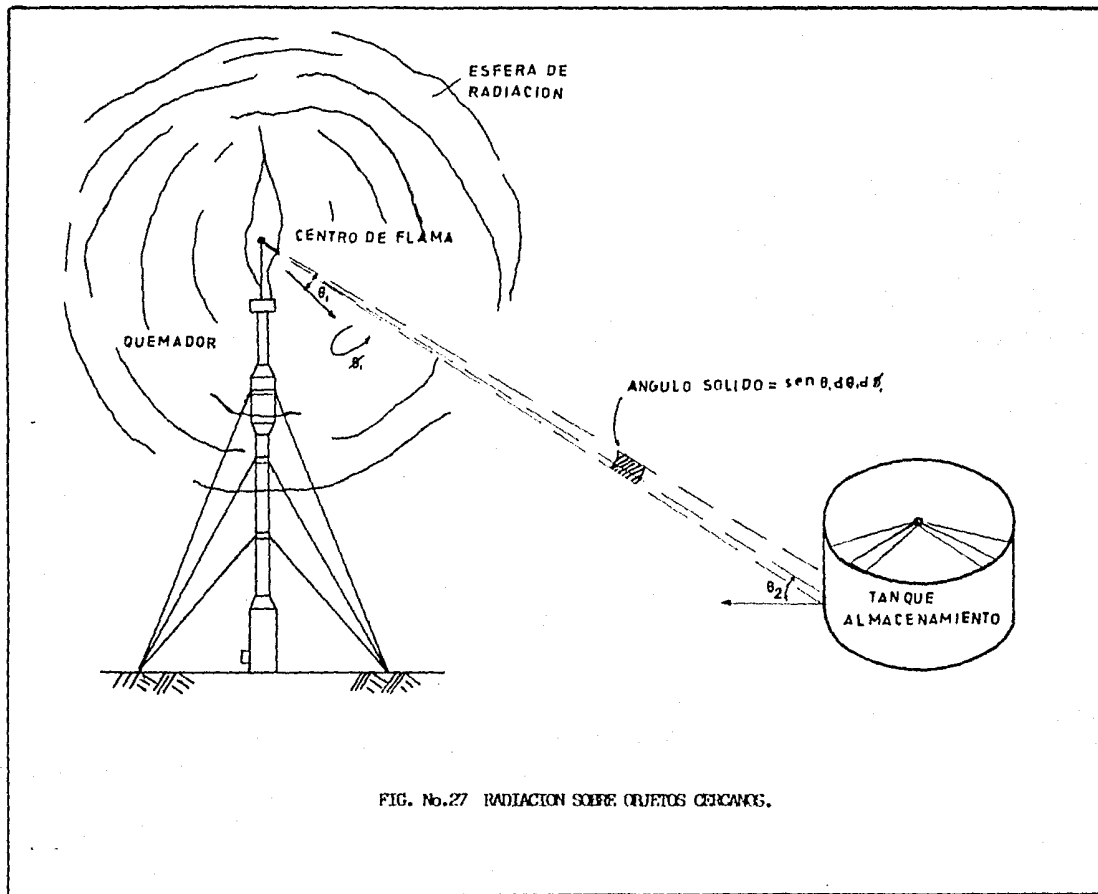


FIG. No.27 RADIACION SOBRE OBJETOS CERCANOS.

F = Factor de visión directa, adimensional

T1 = Temperatura cuerpo 1, grados Rankine

T2 = Temperatura cuerpo 2, grados Rankine

σ = Constante de Stefan-Boltzman (0.1712×10^{-8} BTU/hr-pie² °Rankine)

q = Densidad de flujo calorífico, BTU/hr-pie².

Conociendo la longitud de onda de la radiación, la temperatura se puede encontrar a partir de la ley de desplazamiento de Wien:

$$T = \frac{0.2884}{\lambda_{\text{máx}}}$$

Donde:

T = Temperatura, grados Kelvin

λ = Longitud de onda, cm.

máx = 0.2884, cm-grado Kelvin

El factor de visión para el tanque de almacenamiento mostrado en la Fig. (27) se determina efectuando correcciones de superficie para cada una de las placas del tanque respecto a la flama; esto se puede sintetizar en la forma siguiente:

PROYECCION DEL CUERPO.

Visto el tanque desde el centro de flama del quemador, se puede decir que sólo se debe considerar la mitad del cuerpo del tanque, ya que la otra parte está oculta a la radiación.

PRIMER PASO

Proyección del envolvente del tanque hasta un plano paralelo a la

estructura del quemador. Fig. (28).

$$\text{sen}\theta = \frac{\text{"x"}}{\text{"y"}}$$

Area proyectada = diámetro * altura del tanque

SEGUNDO PASO:

Proyección de la superficie resultante del primer paso, hasta un plano que sea perpendicular a las ondas de calor de la flama. (Fig. 29).

TERCER PASO:

De esta forma, podemos decir:

Proyección del cuerpo = área proyectada paso 1 x $\cos(90 - \theta)$.

PROYECCION DEL TECHO:

Siguiendo el mismo criterio que en la proyección del cuerpo, tenemos:

PASO 1.- PROYECCION DEL TECHO.

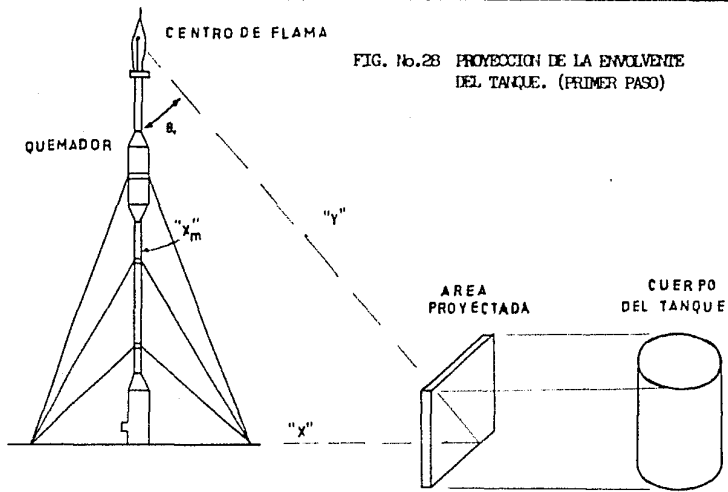
En este caso sí se debe tomar el techo entero, pues sobre toda la superficie se emite la radiación (Fig. 30a).

PASO 2.

La proyección del paso 2 es hacer la superficie proyectada en el paso 1, perpendicular a las ondas de radiación.

PASO 3.

Proyección del techo = área proyectada x $\cos \theta$.



$$\text{SEN } \theta = \frac{X''}{Y''}; \text{ AREA PROYECTADA} = \text{DIAMETRO} \times \text{ALTURA}$$

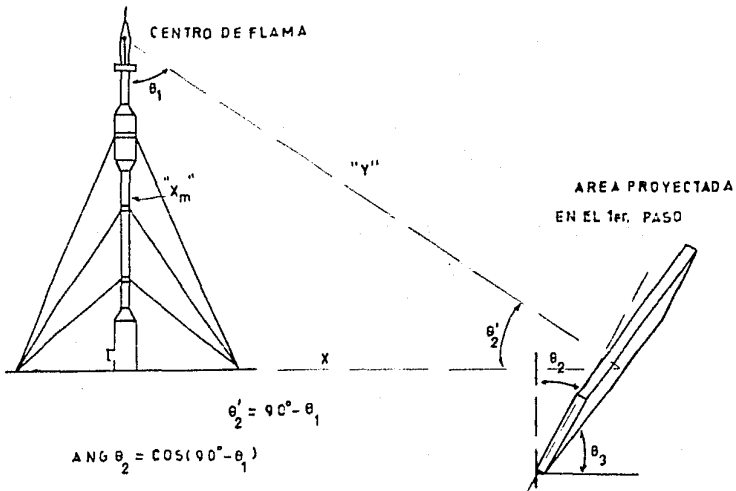


FIG. No.29 FORMACION DE UN PLANO PERPENDICULAR A LA RADIACION DE LA FLAMA. (SEGUNDO PASO).

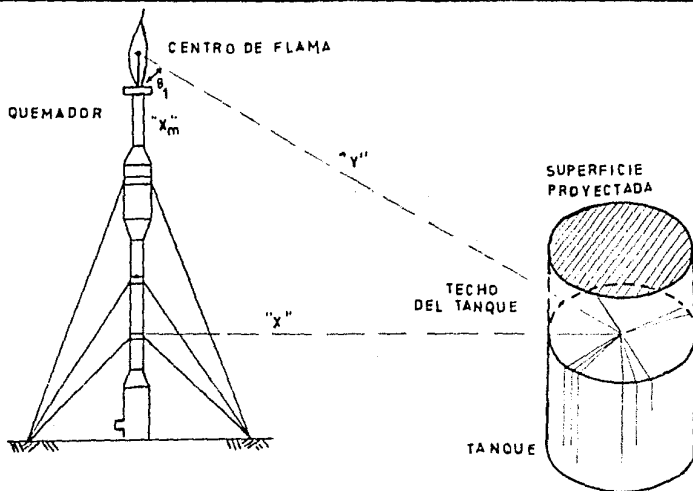


FIG. No.30 PROYECCION DE UNA SUPERFICIE EQUIVALENTE (PRIMER PASO)

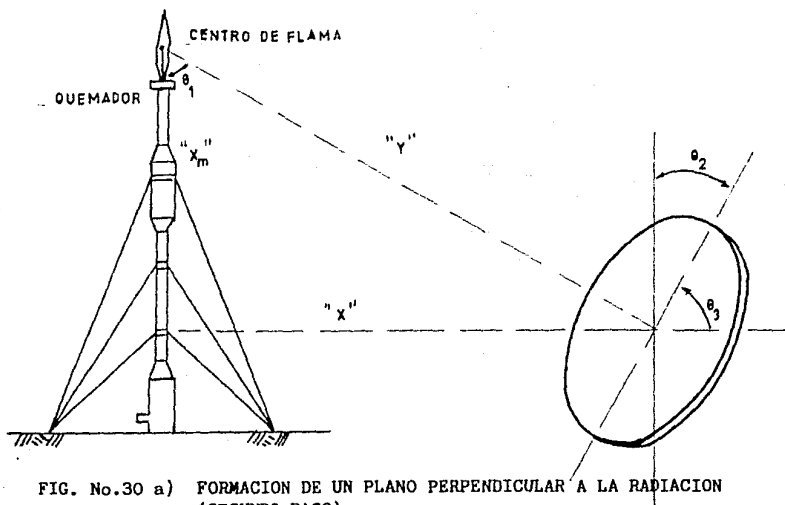


FIG. No.30 a) FORMACION DE UN PLANO PERPENDICULAR A LA RADIACION (SEGUNDO PASO).

EL AREA TOTAL DE TRANSFERENCIA ES:

$$A_T = \text{Proyección del cuerpo} = \text{proyección del techo.}$$

V.1.5.4. PERDIDA DE CALOR EN EL TANQUE

Para obtener el calor requerido en el tanque, para que alcance una temperatura crítica, se debe hacer un balance de energía:

$$Q_R = Q_P + Q_T + Q_L$$

Donde:

Q_P = Calor requerido por el producto almacenado para llegar a una temperatura crítica (punto de inflamación) desde la temperatura de almacenamiento.

Q_T = Calor requerido por la superficie del tanque para llegar a la temperatura crítica, desde la temperatura de metal a condiciones normales.

Q_L = Calor perdido por la superficie del tanque por pie' de área.

EFFECTUANDO LA EVALUACION TENEMOS: PARA EL PRODUCTO Q_P :

$$Q_P = m C_p \Delta t$$

Donde:

m = masa del producto almacenado, libras.

$$m = \frac{1b}{pie'} \times \pi D^2 h, \text{ pies'}$$

C_p = Calor específico a presión constante BTU/lb-°F

Δt = Temperatura crítica - Temperatura normal.

(Punto de inflamación - temp. ambiente), °F

Q = Calor necesario, BTU.

PARA EL TANQUE VACIO, Q_T , es:

$$Q_T = m_p C_p \Delta t.$$

Donde:

m_p = Placa del envolvente + placa del techo, libras.

C_p = Calor específico del metal, BTU/lb-°F

Δt = Diferencia de temperatura, °F

PERDIDAS DE CALOR POR EL TANQUE, Q_L :

El valor de Q_L puede ser evaluado en base a 1 hora.

1. Pérdidas de calor en la envolvente:

a) Pérdidas por convección:

$$h_c = 0.3 t^{0.25}$$

b) Pérdidas por radiación:

$$h_r = \frac{0.173 E \left[\left(\frac{T_2}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_1}{100} \right)^4 \right]}{T_2 - T_1}$$

Donde:

h_r = Pérdidas de calor, BTU/hr-pie² - °F

E = Emisividad

T_2 = Temperatura crítica (punto de inflamación), °F

T_1 = Temperatura inicial, °F

La pérdida en la envolvente será:

$$Q_{Le} = (hc + hr) A_c \Delta t$$

Donde:

A_c = Area del tanque

2.- Pérdidas de calor en el techo.

$$Q_{LT} = 0.7854D^2 1.85 \Delta t$$

Donde:

D = Diámetro del tanque, pies

3.- Calor total perdido en la superficie de transferencia:

$$Q_L = \text{Pérdidas en la envolvente} + \text{Pérdidas en el techo.}$$

4.- Considerando los factores de absorción atmosférica y efecto del viento, podemos escribir:

$$q = \frac{f Q r}{4 \pi X^2}$$

Donde:

q = Intensidad de energía calorífica, BTU/hr-pie²

f = Fracción de calor radiada

Q = Calor emitido por la flama, BTU/hr.

r = Fracción de calor, transmitida a través de la atmósfera.

X = Distancia radial de la flama, pies.

Y a la vez compararla con los factores de visión y pérdidas de calor.

El calor requerido por pie² de área para que el tanque de almacenamiento alcance la temperatura crítica es:

$$Q_R^1 = \frac{QR}{AT} \text{ BTU/pie}^2$$

Donde:

A_T = Area total de transferencia, una vez que ha sido corregida por el factor de visión.

Q_R = Calor necesario para alcanzar la temperatura crítica del tanque que contiene un producto. (Considerando las pérdidas de calor para ambos).

Y el tiempo necesario para que el producto llegue a la temperatura crítica es:

$$t = \frac{QR^1}{q}$$

Donde:

t = Tiempo, horas

Q_R^1 = Calor requerido por unidad de área para que el producto alcance la temperatura crítica.

q = Calor recibido de la flama a través de una atmósfera húmeda, BTU/hr-pie².

$$t = \frac{\text{BTU/pie}^2}{\text{BTU/hr-pie}^2}$$

5.- La temperatura puntual o de zona de superficies sencillas cercanas a un quemador es:

Para una tubería horizontal, una placa vertical o una placa horizontal, se puede ignorar el coeficiente por conducción, de tal forma se puede escribir:

$$q = (1-E_S) q + E \sigma T_S^4 + (T_S - T_{\infty})$$

para la pérdida por convección, h, tenemos:

$$h = 0.21 (T_S - T_{\infty})^{1/2}$$

Substituyendo; y reduciendo términos:

$$Q = 0.1713 \left(\frac{T_S}{100} \right)^4 + \frac{0.21}{E_S} (T_S - T_{\infty})^{1.3334}$$

Donde:

$(1-E_S) q$ = Reflectividad del tanque.

q = Intensidad de radiación, BTU/hr-pie²

T_S = Temperatura puntual, °R

T_{∞} = Temperatura del aire, °R

E_S = Emisividad

σ = Constante de Stefan-Boltzman

V.1.6. FACTORES PARA INSTALACION

- a) Deberá calcularse la temperatura de la flama. Su valor podrá tener efecto para el diseño de la estructura.
- b) Se instalará un medio de protección al sistema para retroceso de la flama (tanque de sello con agua). La localización del sello deberá estar fuera del valor de radiación permitida para equipo.
- c) Deberá utilizarse un minimizador de gas de purga a fin de mantener

siempre un flujo positivo en la boquilla.

- d) Para las corrientes de gas en las que no se disponga de la velocidad y presión necesarias para garantizar el buen funcionamiento del quemador, deberá utilizarse un arrestador de flama con las facilidades necesarias para su mantenimiento.
- e) En cada boquilla de quemado, Fig. (31), se instalarán 3 pilotos dependientes de la misma unidad de encendido.
- f) Deberá utilizarse un tablero de control con alarmas luminosas a falla de flama para cada piloto.
- g) Se dará a la línea de desfogue una pendiente de 1:1000 hacia el tanque separador de líquidos, o bien tratándose de gases muy ligeros la pendiente se dará hacia el tanque de sello.
- h) La localización del quemador se hará teniendo en cuenta los vientos dominantes del lugar.
- i) La boquilla del quemador tendrá como mínimo los siguientes accesorios:

Brida en un extremo

Minimizador de gas de purga, o en su caso,
arrestador de flama

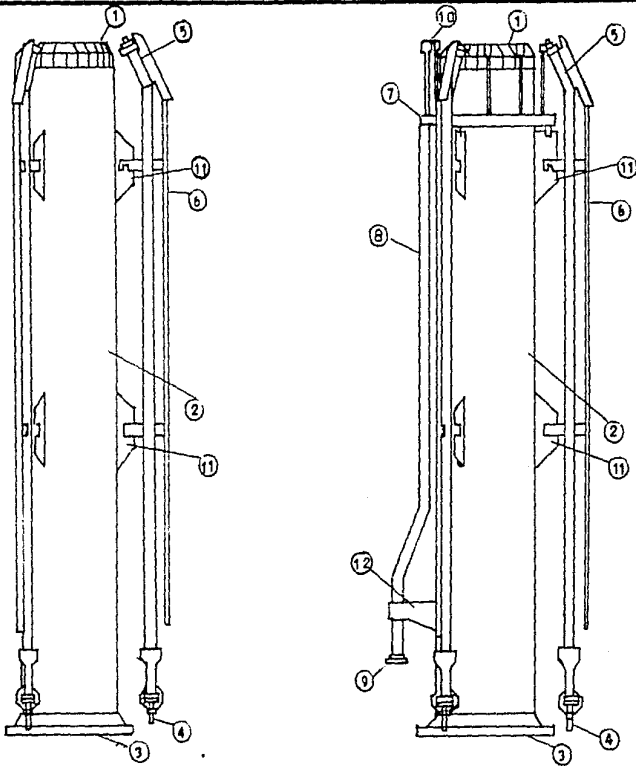
Refractario interno.

Anillo retenedor de flama

Protección externa con refractario

V.1.7. MATERIALES

Los materiales de construcción para un quemador elevado deben ser se-



- 1 ANILLO DE LA BOQUILLA
- 2 TUBO DEL QUEMADOR
- 3 BRIDA DE MONTAJE
- 4 CONEXION DE GAS A PILOTOS
- 5 QUEMADOR DEL PILOTO
- 6 QUEMADOR DE ENCENDIDO
- 7 ANILLO DE VAPOR

- 8 TUBERIA DE VAPOR
- 9 CONEXION DE VAPOR
- 10 BOQUILLAS DE VAPOR
- 11 SOPORTE DEL PILOTO
- 12 SOPORTE DE LA TUBERIA DE VAPOR

FIG. No.31 TIPO DE BOQUILLAS DE QUEMADO CONVENCIONAL.

leccionados para su compatibilidad con el ambiente y temperatura a las que el material está expuesto.

- Boquilla, cuerpo superior: Acero inoxidable
- Boquilla, cuerpo inferior: Acero al carbón
- Minimizador gas purga:
 - a) Cuerpo: Localizado en la sección de acero inoxidable de la boquilla.
 - b) Mamparas: Acero inoxidable
- Anillo retenedor flama Incoloy 800 H
- Protección externa: 1 1/2 pulgadas espesor refractario exsteel.
- Protección interna: 1 1/2 pulgadas espesor refractario. Longitud suficiente para cubrir la unión del cuerpo inferior y evitar así la formación de un par galvánico.

V.1.8. QUEMADO SIN HUMO

Los métodos desarrollados para minimizar la emisión de humo en un quemador son muy variables y entre ellos pueden citarse:

- a) Atomización de vapor en el gas.
- b) Inyección de agua espreada.
- c) Soplado con aire.
- d) Distribución del flujo en múltiples quemadores diseño especial.

La condición más simple para la combustión sin humo es considerar el principio fundamental de la reacción química entre los hidrocarburos y el aire.

En el aire, el oxígeno se combina principalmente con los átomos de hidrógeno atados a los carbonos en la cadena hidrocarbonada, permitiendo la combustión como un tipo de reacción secundaria, de la misma forma en que las ramas de un árbol se prenden antes de que sea consumido el tronco.

Una cadena grande de hidrocarburos que contenga varias ramas puede ser atacada en varios puntos y romperse en pequeñas cadenas antes de consumirse totalmente.

Si la cadena de carbón se divide por la alta temperatura en la reacción de la combustión, la probabilidad de producir carbón libre se aumenta considerablemente, y a menos que ese carbón tenga combustión por oxígeno, será emitido como humo.

La cantidad de carbón formado dependerá de la estructura molecular del hidrocarburo. Una cadena parafínica grande se dividirá más fácilmente que una corta; una cadena olefínica es más susceptible a la temperatura; un anillo aromático combinará las desventajas de tener una cadena larga y ligaduras insaturadas tendiendo a producir un gran porcentaje de carbón libre y por lo tanto humo.

a) VAPOR DE AGUA

La corriente de ayuda reducirá al mínimo la producción de humo y hollín al aumentar la velocidad de quemado y turbulencia, permitiendo quemar eficientemente las partículas libres de carbón.

La dosificación de vapor de agua se calcula por la ecuación:

$$W_{\text{vap}} = W_{\text{hc}} \left(0.68 - \frac{10.8}{\text{PM}} \right)$$

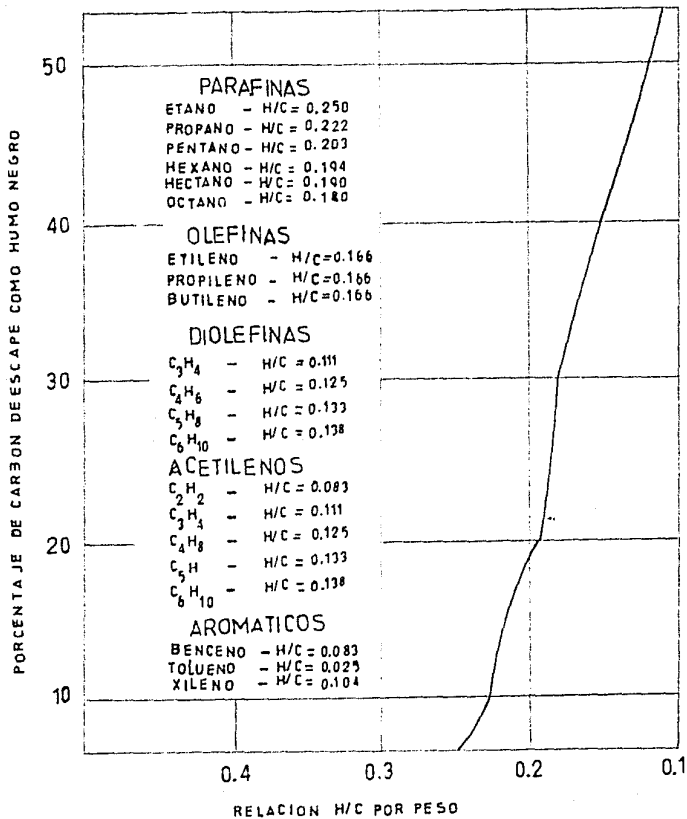


FIG. No.32 TENDENCIA A PRODUCIR HUMO.

Donde:

W_{vap} = Flujo de vapor, lb/hr.

W_{hc} = Flujo de gas, lb/hr.

PM = Peso molecular del gas quemado

b) AGUA ESPREADA

Se efectuaron métodos experimentales con un quemador de 4 pulgadas - efectuando pruebas con gas natural, propano y propileno como gases de quemado.

La relación de agua espreada finalmente varió de 0 a 5 en base al peso.

Una excesiva inyección de agua, así como una excesiva inyección de vapor, tendrá como resultado un incremento de la emisión de hidrocarburos sin quemar.

Existe un problema adicional cuando se esprea agua; el espreado ocasiona bajo momento y no se puede mantener la flama dentro de la zona de inyección cuando se opera con viento moderado, produciéndose humo. Un ancho ángulo de espreado disminuye este problema.

La cantidad de agua empleada debe ser cuidadosamente estudiada, pues una gran parte de ella puede pasar a través de la flama sin ser evaporada.

V.2. QUEMADORES DE FOSA

Un quemador de fosa se justifica cuando se manejan grandes cantidades de desecho provenientes de plantas petroquímicas o refinerías de gran capacidad. Los problemas inherentes a este tipo de instalación, tales como luminosidad excesiva, radiación térmica y producción de humo, pueden ser reducidos

a un nivel aceptable.

El tipo de quemador de fosa que se instale dependerá en gran medida de la situación que prevalezca en la operación de las plantas.

Un quemador de fosa para quemar sin humo, del tipo llamado "multijet - under ground", puede manejar un gran volumen del gas considerado como rango normal de relevo. (Fig. 33).

Un quemador de fosa para quemar con humo, puede absorber la totalidad de los gases de desecho de una planta en operación de emergencia. (Fig. 34).

La combinación de ambos diseños ofrece una gran versatilidad en el uso del equipo, completa seguridad en las necesidades de una Refinería o Planta Petroquímica.

La selección de entre una u otra de estas unidades debe tomar en cuenta:

- a) El humo producido durante una emergencia no viola las normas locales ordinarias.
- b) La operación sin humo no causa un nivel de ruido que moleste a la comunidad cercana.
- c) La luminosidad no es un verdadero problema en los quemadores sin humo, por lo que pueden ocupar un lugar prominente dentro del área de la refinería y recibir el mantenimiento adecuado.

V.2.1. QUEMADORES DE FOSA PARA QUEMADO SIN HUMO

Una operación libre de humo así como una combustión completa, puede lograrse con los quemadores tipo jet de alta velocidad. Su operación se basa en la división del flujo total en pequeños flujos de gas distribuidos a tra-

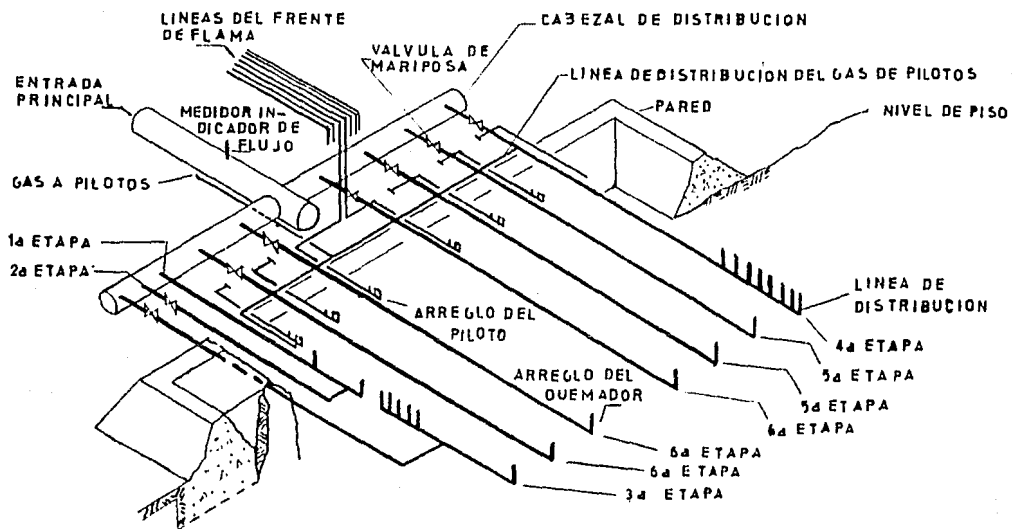


FIG. No.33 QUEMADOR MULTIJET DE FOSA PARA QUEMAJO SIN HUMO.

vés de numerosas boquillas de quemado. La velocidad lograda en los conductos espirales de la boquilla de quemado crean la turbulencia necesaria en la mezcla gas-aire para lograr una alta eficiencia de comustión.

El diseño de un quemador de este tipo es de entera responsabilidad del fabricante, aunque se puede seguir los lineamientos del método general de diseño a fin de obtener datos cercanos al diseño comprado.

Los factores para un diseño preliminar son:

1. Cantidad de gas a quemar.
2. Composición del gas.
3. Temperatura del gas.
4. Presión del gas.
5. Turbulencia creada.

V.2.1.1. METODO GENERAL DE DISEÑO

1.- Dependiendo de la composición del gas y la presión del mismo, el fabricante selecciona el tipo de boquilla y el tamaño del orificio a fin de asegurar un quemado sin humo.

Es necesario realizar pruebas de laboratorio con una mezcla de gases similar a la dada por el cliente.

2.- Usando una ecuación de orificio para flujos de gases compresibles determinar el área total requerida para el quemado sin humo.

3.- Con los datos obtenidos en el punto 1 (en la cual se dió el área de flujo por orificio) y el 2 (en la que se obtiene el área total) dividir este último entre el primero y determinar el núme-

ro requerido de orificios.

- 4.- Dependiendo de la configuración del quemador (número de orificios por boquilla), determinar el número de boquillas.
- 5.- Verificar el número de quemadores para el área de la fosa en particular.

La relación de longitud de fosa al ancho de la fosa deberá ser 3 a 2 como mínimo.

- 6.- Determinar el número de quemadores por cabezal. Los quemadores son espaciados 1 pie uno de otro.
- 7.- Los cabezales son separados 10 pies de las paredes de la fosa a fin de asegurar buena mezcla para la combustión.
- 9.- Las paredes del quemador deben tener un talud adecuado a fin de prevenir los deslaves ocasionados por el viento, además de facilitar la entrada de aire a la fosa.
- 10.- Determinar el escalonamiento de presión en las válvulas, adecuado al número de quemadores.
Deben usarse válvulas ON-OFF a fin de sacar rápidamente de servicio etapas completas de quemado, conforme a las variaciones del flujo de gas.
- 11.- Las etapas de quemado son escalonadas en progresión geométrica para asegurar una operación suave en rangos enteros de operación.
- 12.- Determinar el diámetro de los cabezales de quemado para el número de quemadores en cada uno de ellos.
- 13.- De acuerdo al punto anterior, seleccionar el tamaño de válvula adecuada.

- 14.- Verificar la expansión térmica en los cabezales y efectuar los ajustes necesarios para una operación segura.
- 15.- Determinar la pendiente en los cabezales y el arreglo de drenajes para líquidos atrapados.
- 16.- Verificar la altura de la fosa contra la longitud de flama en ca da boquilla. La flama deberá ser contenida en la fosa.
- 17.- Verificar la radiación para la operación total de la fosa.
- 18.- Verificar los materiales para boquillas, inyectores y cabezales de quemado.
- 19.- Asesorar construcción y arranque de equipo.

V.2.1.2. EQUIPO DE QUEMADO

- a) Deben utilizarse válvulas mariposa con disparador neumático, tipo ON-OFF afin de sacar rápidamente de servicio etapas completas de quemado de acuerdo a las variaciones del flujo de gas.
- b) Los cabezales de desfogue, dentro de la fosa, deben ser montados sobre mochetas con "patines deslizables" para efectos de expansiones por temperatura.

MATERIALES

Boquilla de quemado.

Tubos elevadores.

Cabezal de quemado.

Válvulas de control

tipo: Mariposa con actuador neumático

cuerpo: ASTM a 53 grado B.

Internos: Acero inoxidable

Disco: Acero periferia níquel

Sellos: Duna N

V.2.2. QUEMADORES DE FOSA PARA QUEMADO CON HUMO

Un equipo para quemado con humo deberá ser diseñado para soportar las dos condiciones siguientes:

- 1.- Flujo máximo por situaciones de emergencia.
- 2.- Flujo mínimo de quemado, al sacar de operación el equipo de quemado sin humo. En esta situación es conveniente el uso de tanques pequeños de agua, a fin de utilizar escalonadamente al equipo de quemado.

V.2.2.1. DISEÑO

Una fosa para el quemado de gases de desecho generados por alguna situación de emergencia puede ser diseñada de acuerdo a los dos procedimientos siguientes:

1. Considerar las condiciones de viento: para bajo viento (menor de 20 mph).

$$L_f = 10 D \sqrt{\frac{\Delta P \quad \text{Tip}}{55}}$$

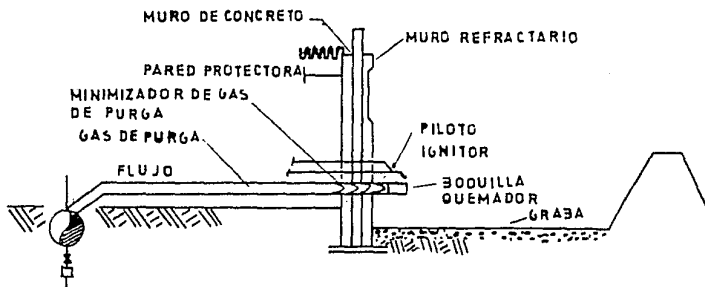
Para alto viento (mayor de 20 mph).

$$L_f = 2 D \sqrt{\frac{\Delta P \quad \text{Tip}}{55}}$$

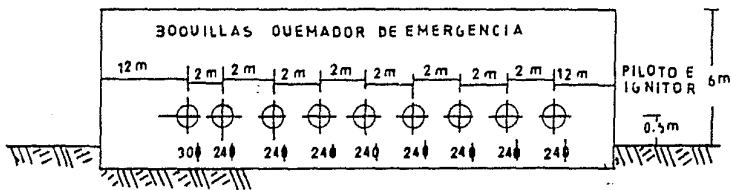
L_f = Longitud de flama, pies.

$\Delta P \text{ Tip}$ = Caída de presión en la boquilla de quemado, en pulgadas de agua.

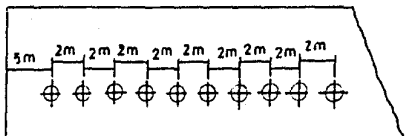
D = Diámetro de la boquilla, en pulgadas.



VISTA LATERAL DE LA FOSA



DISTRIBUCION DE BOQUILLAS PARED FRONTAL



PAREDES LATERALES DEL QUEMADOR

FIG. No.34 FOSA DE QUEMADO DE EMERGENCIA

2. El centro de flama se encontrará a un tercio de su longitud para viento bajo y a un medio de su longitud para alto viento.

$$L_{fc} = \frac{L_f}{3} \quad \text{o bien} \quad L_{fc} = \frac{L_f}{2}$$

3. La velocidad de salida en la boquilla será:

$$V_e = 500 \sqrt{\frac{PTip}{55}} \quad , \text{ Pies/seg}$$

4. La velocidad del viento podrá oponerse para un caso crítico, a la ve locidad de salida de los gases.

$$V \text{ viento (pies/seg)} = 1.47 \times \text{Viento (mph)}$$

5. El ángulo de levantamiento que tenga la flama será originada por el viento más el ángulo propio ocasionado por la densidad del gas caliente.

$$\text{Angulo total} = \text{Angulo viento} + \text{Angulo levantamiento.}$$

Referido a la figura (35) el ángulo debido al viento:

$$Q_w = \text{arc tan} \frac{W_n \text{ viento}}{V_e \text{ salida gas}}$$

El ángulo de levantamiento será:

$$\theta_B = \text{arc tan} \frac{5.25}{V_e \text{ salida gas}}$$

$$\theta_T = \theta_w + \theta_B \quad "y" \quad X_c = L_{fc} \cos \theta$$

$$Y_c = L_{fc} \text{ sen} \theta$$

6. Además la distancia R a la que un observador podrá situarse en un va lor seguro es: (Distancia radial al centro de la flama).

$$R = \sqrt{(X + X_c)^2 + (H + Y_c)^2} \quad \text{en pies}$$

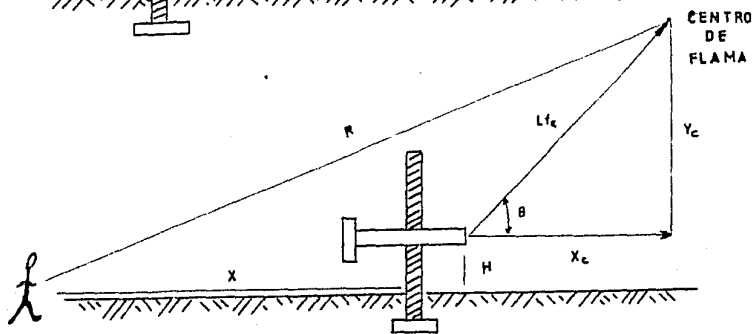
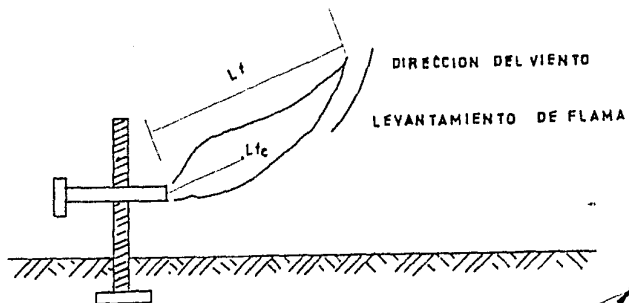
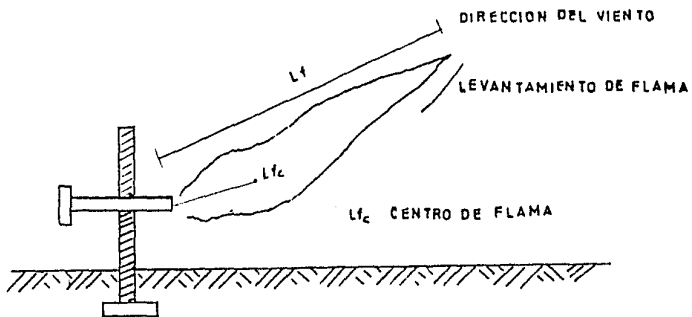


FIG. No.35 INFLUENCIA DEL VIENTO SOBRE LA FLAMA (QUEMADOR CON HIMO)

7. Intensidad de radiación a la distancia R:

$$I = \frac{w * hc * E^{2/3}}{4 \pi R^2}$$

W = Flujo de gas lb/hr.

I = Intensidad de radiación
BTU/hr-pie²

$$F = 0.20 \left(\frac{hc}{900} \right)^{1/2}$$

hc = Valor neto calorífico BTU/lb.

E = Emisividad del gas

8. Dimensiones de la fosa.

La longitud de la flama deberá ser absorbida por la longitud de la fosa y el ancho de la fosa deberá soportar las máximas desviaciones de la flama para viento alto.

B) POR AREA DE QUEMADO

Los valores recomendables son:

Criterio Mc Kee: 275,000 SCFD /m²

Criterio LUMNUS: 500,000 SCFD /m²

V.2.2.2. EQUIPO DE QUEMADO

a) Para el quemado de emergencia deberán utilizarse boquillas con los accesorios siguientes:

Brida en un extremo.

Minimizador de gas de purga.

Refractario interno.

Anillo retenedor de flama.

Recubrimiento externo.

b) Se inyectará una corriente de gas de ayuda a cada una de las boqui
llas a fin de mantener un flujo positivo de quemado.

- c) La velocidad mínima a mantener a la salida de cada boquilla será mayor que la velocidad de propagación de la flama para el gas a quemar.
- d) La relación de velocidad del gas a la salida de la boquilla y la velocidad sónica (número de mach), debe mantenerse entre los valores siguientes a fin de lograr la estabilidad de la flama:

<u>OPERACION</u>	<u>MACH</u>
a 3/4 partes de su capacidad	0.20 a 0.30
a capacidad normal	0.30 a 0.40
quemado carga adicional por mantenimiento de fosa.	0.40 a 0.45

- e) Cuando sea necesario emplear varias boquillas para un gran volumen de gas, su diámetro cubrirá las siguientes condiciones.
1. Adecuarse a la velocidad de salida del gas.
 2. Será tan pequeño como sea posible.
 3. Será tan económico como sea posible.
- f) Debe utilizarse un minimizador de gas de purga, integrado en cada boquilla.
- g) La caída de presión a través de la boquilla debe mantenerse en un valor tal, que la velocidad de gas a la salida de la boquilla nunca pase de la permitida en el inciso d.
- La longitud de flama se verá también enormemente influenciada por la caída de presión en la boquilla.

V.2.2.3. LOCALIZACION DEL EQUIPO

- a) Deberán realizarse un estudio de la radiación emitida para máxima

carga de desfogue. En base a esto el equipo podrá localizarse en los siguientes valores de intensidad de radiación.

1. Para equipo en la zona de quemadores:

3000 BTU/hr-pie² °F

2. Para personal, corta exposición:

1500 BTU/hr-pie² °F

3. Para personal, exposición prolongada:

440 BTU/hr-pie² °F.

- b) La orientación del equipo deberá estar de acuerdo a los vientos dominantes del lugar.
- c) De acuerdo al estudio de radiación, podrá darse la distancia entre fosa y fosa, o entre fosa y equipo auxiliar.
- d) El área de radiación deberá estar cercada para protección del personal.

V.2.2.4. MATERIALES

Boquilla cuerpo superior: Acero inoxidable

Boquilla cuerpo inferior: Acero carbón

Anillo retenedor de Flama: INCOLOY 800 H

Minimizador de gas de purga:

Envolvente: Localizada en la sección de acero inoxidable de la boquilla.

Mamparas: Acero inoxidable

Refractario: A.P. GREEN KAST-O-LITE CUNMIX, O SIMILAR, en longitud suficiente para cubrir la unión del cuerpo in-

ferior y evitar así la formación de un par galvánico.

En boquillas convencionales para quemado de emergencia y quemado continuo de desfogues gaseosos cuya combustión no produzca humo, debe contar con aislamiento interno y externo constituido por una capa de concreto refractario con un espesor de 25.4 a 38.1 mm (1-1 1/2 pulgadas) reforzadas con mallas de acero. El recubrimiento externo debe abarcar toda la superficie sobresaliente de la boquilla en la fosa. El recubrimiento interno debe tener una profundidad de 1 m desde el extremo de la boquilla.

La boquillas para quemado de gases con eliminación de humo por medio de inyección de vapor de agua, deben contar con inyectores construidos con tubería de acero inoxidable.

Las mamparas de arremolinamiento de la mezcla de gas de desfogue a quemar y aire suministrado, deben ser de acero inoxidable.

Las líneas de suministro de gas combustible al sistema de ignición y a pilotos, así como la línea de suministro de aire comprimido a la unidad de encendido remoto, deben construirse con tubería de acero al carbón.

V.2.3. CONSTRUCCION DE LAS FOSAS DE QUEMADO

En general, la construcción de una fosa para enclaustrar la radiación de la flama debe hacerse considerando los aspectos siguientes:

- a) La geometría de la fosa debe ser rectangular. Esta característica se debe al arreglo del equipo de un quemador sin humo, así como a

la longitud de la flama y distribución de las boquillas en un quemador con humo.

- b) Cuando menos dos lados de la fosa deben estar formados por un talud a 45 grados para prevenir los deslaves, además de facilitar la entrada de aire.
- c) Todos los lados de la fosa (taludes y paredes) deben ser cubiertos con material refractario para protegerlos de la radiación. En los taludes puede utilizarse piedra de río pegada con cemento refractario; también es posible usar tabique refractario, aunque es más costoso. Los otros dos muros de la fosa deben ser muros dobles, uno de tabique refractario y el otro de tabique rojo, dejando un espacio entre los dos para la circulación del aire.
- d) En la parte superior del muro frontal, se colocará una lámina de asbesto de 4 mts. de longitud y del mismo ancho de la fosa. Esta techumbre proporciona las siguientes ventajas.
 - . Protección contra la radiación para el personal que se coloca debajo, independientemente del volumen de gas desfogado.
 - . En el caso de los quemadores sin humo, permite inspeccionar con confianza las válvulas de control de las etapas de quemado.
 - . En el caso de los quemadores de emergencia, se pueden instalar pequeños tanques de sello, para escalonar a diferentes rangos de presión, las boquillas de quemado.
- e) El piso de la fosa debe ser cubierto con grava para conservar la pendiente de drenado. En el caso de los quemadores sin humo, la grava debe tener 4 pulgadas arriba de los cabezales de quemado para

ra protegerlos de la radiación.

V.2.3.1. CARACTERISTICAS INDIVIDUALES DE CONSTRUCCION

FOSAS DE QUEMADO SIN HUMO

- a) Las válvulas de control deben ser instaladas en trinchera fuera de la fosa de quemado.
- b) Las paredes de la fosa deben ser cubiertas con refractario en su totalidad, pues la carga térmica de la fosa está distribuida en toda el área.

FOSAS DE QUEMADO CON HUMO

- a) Las paredes laterales de la fosa deben ser cubiertas con material refractario, cuando menos hasta una longitud igual al centro de flama para carga máxima en viento abajo de 20 mph.
- b) Se pueden instalar conductos horizontales o tubos transversales a través del talud de la fosa, con el objeto de que el aire inducido ayude a realizar una combustión más eficiente.
- c) El muro frontal de la fosa puede suprimirse cuando la naturaleza del terreno provoque el efecto deseado.
- d) Las líneas de desfogue que llegan al quemador deben estar protegidas de la radiación, ya sea en una trinchera tapada, forrándolas con aislamiento, o bien enterrándolas.

V.3. QUEMADOR MULTIJET

En el año de 1954, Esso Research and Engineering Company, desarrolló -

un nuevo tipo de quemador llamado multijet. Este quemador puede tener una - combustión libre de humo, luminosidad, ruido y radiación, por lo que ha sido ampliamente aceptado en la época actual (Fig. 36).

Un quemador multijet combina las ventajas del quemado sin humo, para un flujo moderado considerado como normal, con el quemado de emergencia a carga total de diseño.

Las partes componentes de un multijet son:

1. Los quemadores sin humo o "inyectores". Se encuentran en la parte inferior del quemador y funcionan de la misma forma a la de las fosas de quemado sin humo del punto V.2.1.

2. Las boquillas para quemado con humo.

Estas boquillas se encuentran en la parte superior del quemador. También descritas en la sección V.2.2.

3. Los pilotos.

Se deben localizar cuatro pilotos como mínimo, alineados a 90 grados en la base del quemador, directamente sobre la boquilla de quemado, a fin de asegurar una llama activa todo el tiempo.

4. Alarmas.

Debe suministrarse un panel de control con alarmas para falla de flama de los pilotos, o para bajo flujo de gas combustible al piloto.

5. Guardaviento

El guardaviento es una mampara dodecagonal armada a base de persianas longitudinales en la base del quemador, que impiden la salida de radiación pero dejan entrar el suficiente aire para la combustión.

Las persianas son colocadas en un ángulo de 45 grados y dirigen el aire directamente hacia arriba.

6. Sostenedores de flama.

Son varillas de carburo de silicio colocadas horizontalmente arriba de los quemadores sin humo. Estas varillas proveen una superficie en la que tiene lugar la combustión; asimismo, previenen que la flama salga del tope del quemador.

7. Chimenea

Una chimenea circular de (40' Ø x 40' altura para 25,500 MSCFD) encierra el equipo de quemado y la radiación emitida.

8. Recipientes de sello.

Al igual que en los quemadores de fosa, la separación del flujo de quemado sin humo y el de quemado de emergencia se logra mediante recipientes con agua a diferentes niveles, de tal manera que a un incremento de flujo corresponde un incremento de presión y con ello el paso de gas a una y otra etapa de quemado al vencer la columna de agua en el tanque.

9. Unidad de encendido.

La unidad de encendido remoto se describe más adelante.

V.3.1. DISEÑO

Un quemador multijet tiene una relación de turbulencia aproximada de 10 a 1. Cuando se utilizan las dos etapas de quemado se tiene una relación de 100 a 1 que resulta adecuada en la mayoría de las situaciones de operación.

El número de quemadores para un diámetro de "inyectores" de 1 pulgada

y altura de 15 pulgadas, se basa en la ecuación:

$$N = 16.4 Vq$$

Donde:

N = Número de quemadores.

Vq = Capacidad del quemador, para quemar sin humo MMPCD (para un quemador, los pies³ estándar son siempre equivalentes a pies³ actuales).

El número de quemadores se basa también en la velocidad del gas; la velocidad recomendada permite un flujo de 61,200 SCFD por "inyector" de 1 pulgada de diámetro estándar.

El espacio entre "inyectores" para un arreglo cuadrado es:

$$P_s = \frac{10D}{N^{1/2}}$$

y para un arreglo rectangular:

$$P_s = \frac{100 D^2}{NC}$$

Donde:

P_s = Espacio entre "inyectores" y pulgadas.

D = Diámetro interno de la chimenea, pg.

N = Número de quemadores o "inyectores".

C = Distancia entre líneas de centros de cabezales de quemado, pulgadas.

Los "inyectores" no deben situarse a menos de 12 pulgadas de la chimenea

nea o entre ellos. A medida que disminuye el valor calorífico de los gases, es preferible disminuir el espacio entre los "inyectores" a menos de 18 pulgadas y al mismo tiempo aumentar el diámetro de la chimenea.

El diámetro de la chimenea está basado en la cantidad de calor relevado a la capacidad de diseño.

Es usual utilizar 0.535 pies^2 de área transversal de quemado por millón de BTU por hora.

$$D = 0.828 Q^{1/2}$$

D = Diámetro interno de la chimenea, pies.

Q = Calor relevado en millones de BTU/hr basado en el poder calorífico alto.

La altura de la chimenea es independiente del diámetro y usualmente es de 30 a 40 pies.

El fondo de la chimenea está sobre el piso. El claro mínimo entre el piso y el fondo de la chimenea es $1/4$ del diámetro interno o 6 pies, lo que resulte más grande.

La chimenea es aislada interiormente en toda su longitud, con 4 ó 6 pulgadas de refractario.

MATERIALES.

Chimenea: Placa de acero carbón de 6.34 mm ($1/4$ pg) de espesor.

Anclas: En "V" de 6.35 mm ($1/4$ pg) de espesor de acero inoxidable.

Quemadores: Acero inoxidable

Cabezales de

Quemado: Acero al carbón, de 102.4 mm (26 pg) de diámetro, recubierto con refractario.

Sostenedores de flama:

Carburo de silicio.

Inyectores: Acero inoxidable.

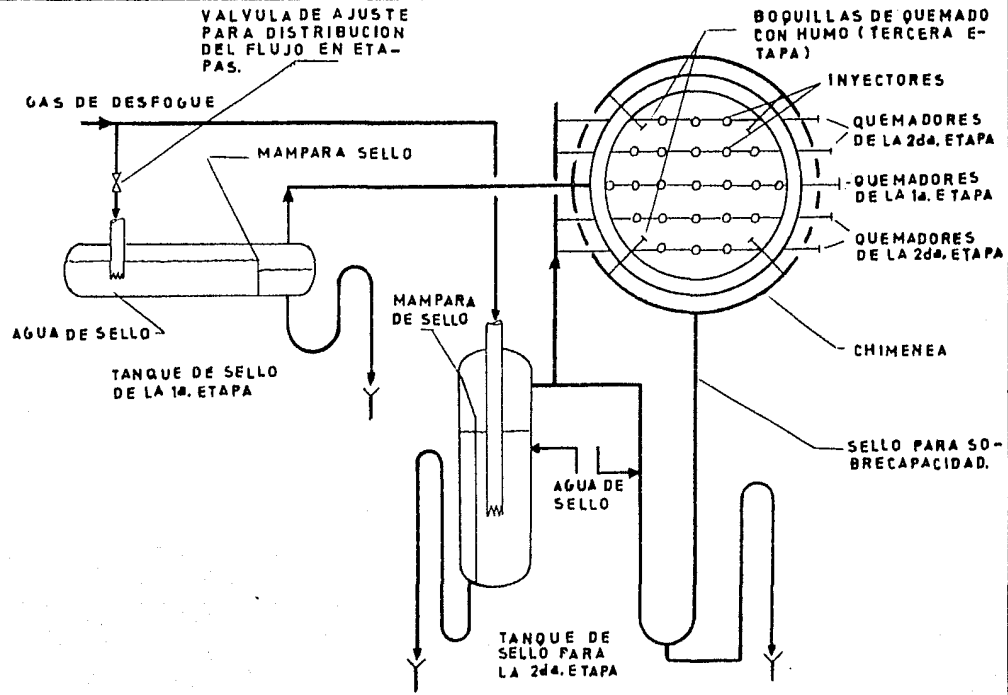


FIG. No.36 ARREGLO DEL QUEMADOR MULTIJET DE CHIMENEA

CAPITULO VI

UNIDAD DE ENCENDIDO REMOTO

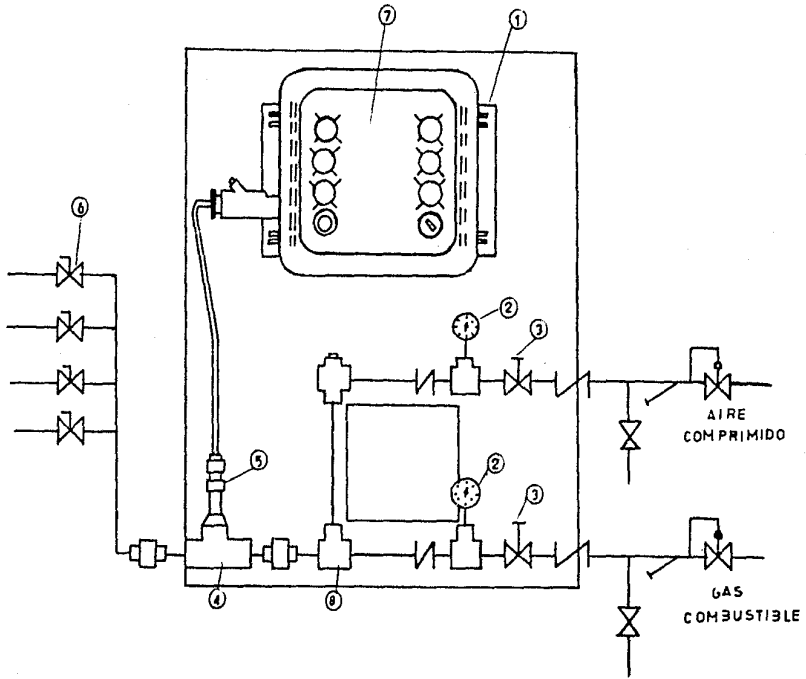
En cualquier sistema de quemado, independientemente del flujo manejado, la composición del gas y las condiciones atmosféricas, es necesario contar con un dispositivo que pueda encender una y otra vez la masa de gas efluente. Tal dispositivo es una unidad de encendido remoto y se compone de dos sistemas: el sistema de ignición y el sistema de control.

SISTEMA DE IGNICION

La seguridad que prevalezca en el quemador debe ser garantizada por su operación.

El sistema de ignición (Fig. 37), consiste de las partes siguientes:

- a) Una corriente de gas combustible de 900 BTU/ pie^3 (poder calorífico bajo) y una corriente de aire comprimido, circulando cada una por una tubería de $1/2" \text{ } \emptyset$ y operadas con válvulas de bloqueo tipo macho, y con manómetros Bourden.
- b) La cámara de ignición, en cuyo interior se lleva a efecto la combustión de la mezcla gas-aire. La chispa necesaria para encender la mezcla es proporcionada por una bujía localizada en el interior de la cámara. El cuerpo de la cámara lleva además una varilla de vidrio tipo "pyrex" de $1/4"$ de espesor para verificar el funcionamiento.
- c) El transformador eléctrico para excitar la bujía de la cámara de combustión.
- d) Las válvulas para seleccionar el o los pilotos a encender, pueden -



- 1 TRANSFORMADOR
- 2 MANOMETROS
- 3 VALVULA DE BLOQUEO
- 4 CAMARA DE COMBUSTION
- 5 BUJIA
- 6 VALVULAS A PILOTOS
- 7 TABLERO DE CONTROL
- 8 CAMARA DE MEZCLA

FIG. No.37 TABLERO DE IGNICION PARA ENCENDIDO REMOTO

ser de 3 vías o tipo macho.

- e) El tablero del sistema para soportar los componentes descritos.
- f) Pilotos e ignitores, que aunque están localizados fuera de tablero de ignición son la parte principal del sistema de ignición.

Se componen de las partes siguientes:

- . Boquilla de quemado con guardaviento.

Debe ser de alta aleación para soportar el efecto directo de la flama.

- . Cuerpo del piloto, en cuyo interior se localiza un termocople para transmitir la temperatura de la flama.

- . Ignitor, que alimenta la mezcla encendida del tablero de ignición.

- . Inspirador y venturi. El inspirador es la parte del piloto en cuyo interior se lleva a cabo la mezcla de gas-aire necesaria para la combustión. El venturi sirve para dar velocidad a la mezcla gas-aire y ayuda a evitar el retroceso de la flama.

SISTEMA DE CONTROL

Es necesario transmitir la temperatura de la flama del piloto por medio de un termocople hasta un tablero de control, en donde luces indicadoras dan testimonio de la presencia o ausencia de la flama (verde para operación normal y rojo para falla de la flama).

En el tablero de control se instalan también los circuitos para la lógica de operación de un quemador tipo parrilla.

El sistema de control se puede sofisticar tanto como se quiera, por -

ejemplo, pueden colocarse sensores para indicar la velocidad o cantidad del gas a quemar, la intensidad de radiación producida, etc.

VI.1. CONSIDERACIONES DE DISEÑO.

A fin de establecer la máxima confiabilidad en estas unidades, se deben seguir las recomendaciones siguientes:

- a) Deben diseñarse a prueba de explosión y para uso de la intemperie.
- b) Un piloto debe ser capaz de dar flama constante al quemador a pesar de las condiciones atmosféricas más adversas. Debe por tanto tenerse la seguridad de suministrarle el gas necesario para la flama.
- c) La localización más alejada de la unidad debe ser de acuerdo al modelo utilizado, por lo que es suministrada por el fabricante.
- d) Es recomendable usar una unidad de encendido para cada quemador con el fin de obtener la máxima versatilidad en el equipo. Sin embargo, puede utilizarse el mismo tablero de control para dos fosas de quemado sin humo. Esto debe hacerse de manera que cada módulo de control sea perfectamente identificado.
- e) Es recomendable que el funcionamiento de la unidad de encendido sea totalmente automático, pues el área de quemadores es generalmente poco transitada.

VI.2. MATERIALES

Unidad de encendido

Tableros

Válvulas de bloqueo
 Tubería de interconexión
 Válvulas selectoras
 Cámara de combustión
 Mirilla de la cámara
 Pilotos e ignitores
 Boquilla del piloto
 Guardaviento de la boquilla
 Boquilla ignitor
 Tubo del piloto
 Tubo del ignitor
 Soportes para montaje
 Venturi
 Forro del termocople

Los materiales de acero al carbón de la unidad de encendido pueden requerir del siguiente tratamiento.

1. Limpieza a base de pulido con lija fina o sopleteado con arena.
2. Desgrasado con solvente.
3. Aplicación de "primer" contra oxidación.
4. Pintura de acabado con laca automotiva color mate.

VI.3. SERVICIOS PARA LA UNIDAD DE ENCENDIDO*

SERVICIO	TIPO	CANTIDAD	PRESION
Gas para ignición	900-1200 BTU/pie ³	200 pie ³ /hr	15 Psig.

Aire para ignición	aire de instrum.	30	pie ³ /hr	30 Psig.
Gas a pilotos	900-1200 BTU/pie ³	100	pie ³ /hr	15 Psig.
Electricidad	120V/60C/1f			

(*) Estos valores pueden variar de acuerdo al fabricante del equipo.

CAPITULO VII

SELLOS DE GAS

VII.1. RETROCESO DE LA FLAMA

El efecto del viento puede producir una condición muy peligrosa en un quemador. Si se produce una mezcla explosiva dentro de la boquilla de quemado, puede suceder que la flama se propague hacia dentro del quemador.

En principio, una explosión de gas puede ser evitada removiendo las mezclas inflamables dentro del sistema. Sin embargo, esto no siempre es posible porque en algún punto de operación del quemador, la flama estará bajo la franca influencia del viento, especialmente en sistemas de muy baja presión.

Los métodos para disminuir este problema son:

Inyección de gas de purga.

Creación de atmósferas inertes.

Uso de arrestadores de flama

VII.1.1. INYECCION DE GAS DE PURGA

El propósito del gas de purga es barrer el aire que pueda entrar al sistema por efecto del viento. El gas de purga crea una condición en la cual el volumen de oxígeno libre no excede del 6% cuando menos en 25 pies del lado interno de la boquilla, dando como resultado mezclas no explosivas. La descripción de este efecto es la siguiente.

Una mezcla combustible gas-aire puede ser quemada bajo un amplio ran

go de concentraciones cuando cualquiera de los dos componentes está sujeto a temperaturas elevadas o expuesto a una superficie catalítica a temperatura ordinaria. Sin embargo, una mezcla homogénea y combustible gas-aire es inflamable, esto es, la flama puede ser propagada libremente dentro de un limitado rango de composiciones. Por ejemplo, una pequeña cantidad de metano en el aire puede ser rápidamente oxidada en una superficie caliente, pero la flama se propagará más allá de la fuente de ignición solamente si la mezcla circundante contiene entre 5 y 15% de metano. La mezcla más diluída es conocida como límite inferior de inflamabilidad; la mezcla más concentrada es conocida como límite superior de inflamabilidad. En la práctica, los límites de inflamabilidad de un sistema particular de gases son afectados por la temperatura, presión, dirección de la propagación de la flama y por las características de la mezcla circundante. Los límites son obtenidos experimentalmente determinando las composiciones límite entre las mezclas inflamables y no inflamables.

Esto es:

$$L_{T1P} = \frac{1}{2} (C_{gn} + C_{1f})$$

$$U_{T1P} = \frac{1}{2} (C_{gf} + C_{1n})$$

Donde:

L_{T1P} y U_{T1P} = Límite inferior y superior de inflamabilidad, respectivamente a una presión y temperatura específica.

C_{gn} y C_{1n} = Concentraciones mayor y menor del combustible

en un oxidante que no es inflamable.

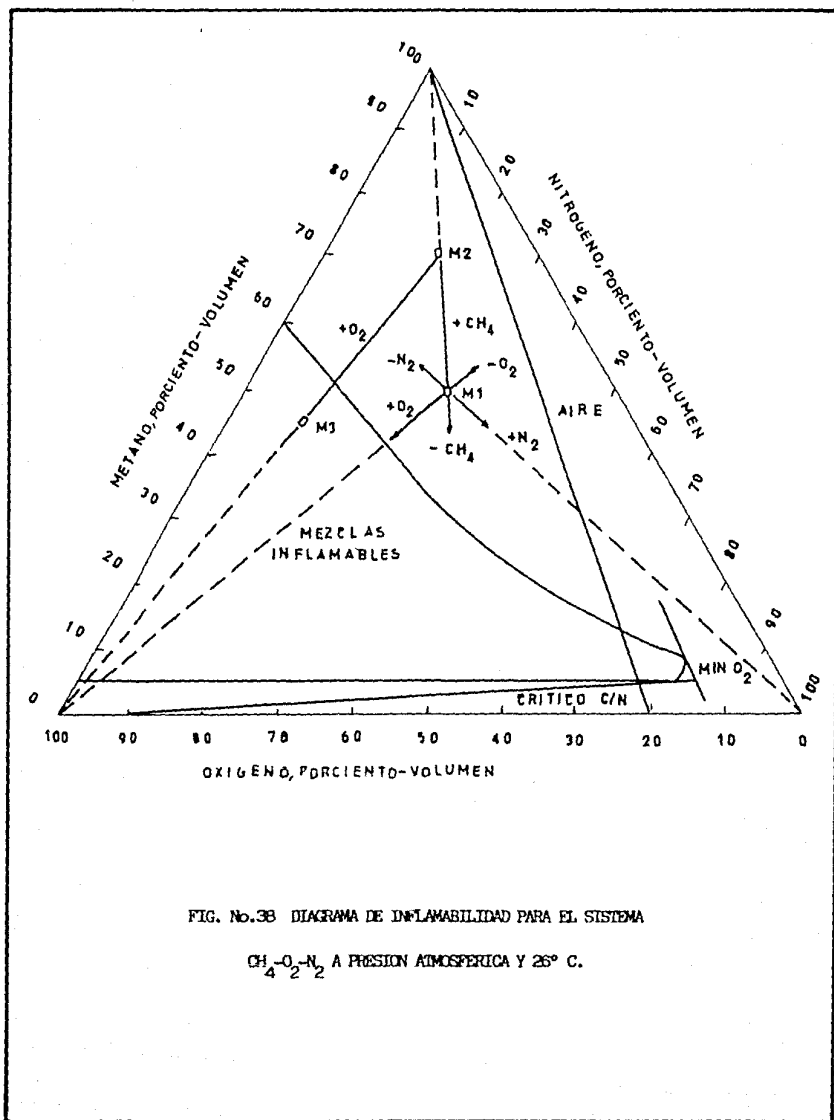
C_{1f} y C_{gf} = Concentración mayor y menor del combustible
en un oxidante que es inflamable.

La velocidad a la cual se propaga la flama a través de una mezcla inflamable depende de un gran número de factores que incluyen la temperatura, la presión y la composición de la mezcla.

Los límites de inflamabilidad que han sido obtenidos a una temperatura y presión específicas con un sistema particular combustible-oxidante-inerte, pueden ser presentadas en un diagrama triangular. En la Fig. (38) la concentración de oxígeno puede ser obtenido en cualquier punto, restando las concentraciones metano y de nitrógeno en el punto de interés de 100 como sigue:

$$\% O_2 = 100\% - \% CH_4 - \% N_2$$

Los vértices del triángulo representan el 100% de gas, oxígeno y nitrógeno. M_1 representa una composición específica de gas. La adición de metano origina una nueva composición M_2 que puede variar hasta 100 de metano (punto C). Similarmente, si se añade oxígeno en el sistema puede obtenerse una composición M_3 de características inflamables. Por otro lado, la mezcla inflamable es inhibida añadiendo nitrógeno al sistema. La línea tangente C-A proporciona la cantidad mínima de oxidante (aire, oxígeno, cloro, etc.), necesaria para soportar la combustión de una mezcla combustible a una presión y temperatura específica. Particularmente, la línea tangente indica el valor mínimo de oxígeno (12% en volumen), requerido para la propagación de la flama a través de una mezcla metano-oxígeno-nitrógeno a 26°C y una atmósfera.



Otra línea de interés es la que indica la máxima relación de mezcla de combustible no inflamable a un gas inerte (C/N). Las mezclas abajo de esta línea forman composiciones no inflamables por la adición del oxidante.

Un incremento en la temperatura o en la presión usualmente esanchan el área o zona inflamable de un sistema particular combustible-oxidante.

El efecto de la presión y temperatura en los límites de inflamabilidad de un vapor combustible en un oxidante específico se ilustra en la Fig. (39). Aquí la composición está dada como la relación de la presión parcial del vapor combustible (P, vapor), a la presión, P. Para cualquier valor de P, el límite de inflamabilidad es dado como una función de la temperatura. Por ejemplo, a 1 atmósfera (P=1), el rango inflamable es indicado por el límite inferior a la curva $L_1L_2L_3L_4$ y el límite superior de la curva U_4U_3 ; todas las mezclas en la curva de presión del vapor $L_1U_2''U_3$ son inflamables. A temperatura constante (T_4), el rango inflamable es indicado por el límite inferior de la curva L_4PL_4 y el límite superior de la curva U_4PU_4 ; la curva cortada PL_4PU_4 representa el límite de baja presión (apagada). El rango inflamable es definido a temperatura T_2 , T_3 y T_4 los cuales son mayores que T_1 . Todas las composiciones entre $U_2' U_2''$ y $U_1 L_1$ son inflamables. La curva $L_1 PL_1 U_1' U_2' U_3$ define el rango de la mezcla límite, la cual es saturada con vapor combustible. Adicionalmente, L_1 , es el límite inferior de la mezcla saturada a una atmósfera y T_1 es la temperatura de vaporización (punto de inflamación).

CONDICIONES PARA UTILIZAR UN GAS DE PURGA

Las siguientes medidas preventivas han de ser tomadas en cuenta cuando se utilice gas de purga o de barrido.

A) SELECCION DE GAS DE PURGA

Cualquier gas o mezcla de gases que no alcance el punto de rocío bajo cualquier condición de operación, puede ser utilizado como gas de purga.

Usualmente se utiliza gas natural, gases inertes o nitrógeno. El vapor de agua no es totalmente satisfactorio como gas de purga.

B) VERIFICACION DEL TIRO DEL QUEMADOR

Cuando se tengan sistemas de desfogue estáticos, a muy baja presión, o con muy poco flujo hacia el quemador, debe inyectarse un gas de purga con peso molecular menor a 29. El tiro de la chimenea del quemador debe ser cuando menos de 2 pulgadas de columna de agua.

$$\text{Tiro en pulg. agua en el quemador} = \frac{(H \times 0.0763 \times 28) - (H \times 0.0763 \times \frac{PM}{29} \times 28)}{144}$$

En un sistema estático, la presión en la base del quemador es:

$$P = \frac{0.0763}{29} \frac{PM}{T+460}$$

Donde:

H = Altura del quemador, pies.

PM = Peso molecular del gas a quemar.

T = Temperatura del gas a quemar, °F

P = Presión, en pulg. de agua

Si = P 1, entonces es mayor que la atmosférica.

Si = P 1, entonces es menor que la atmosférica.

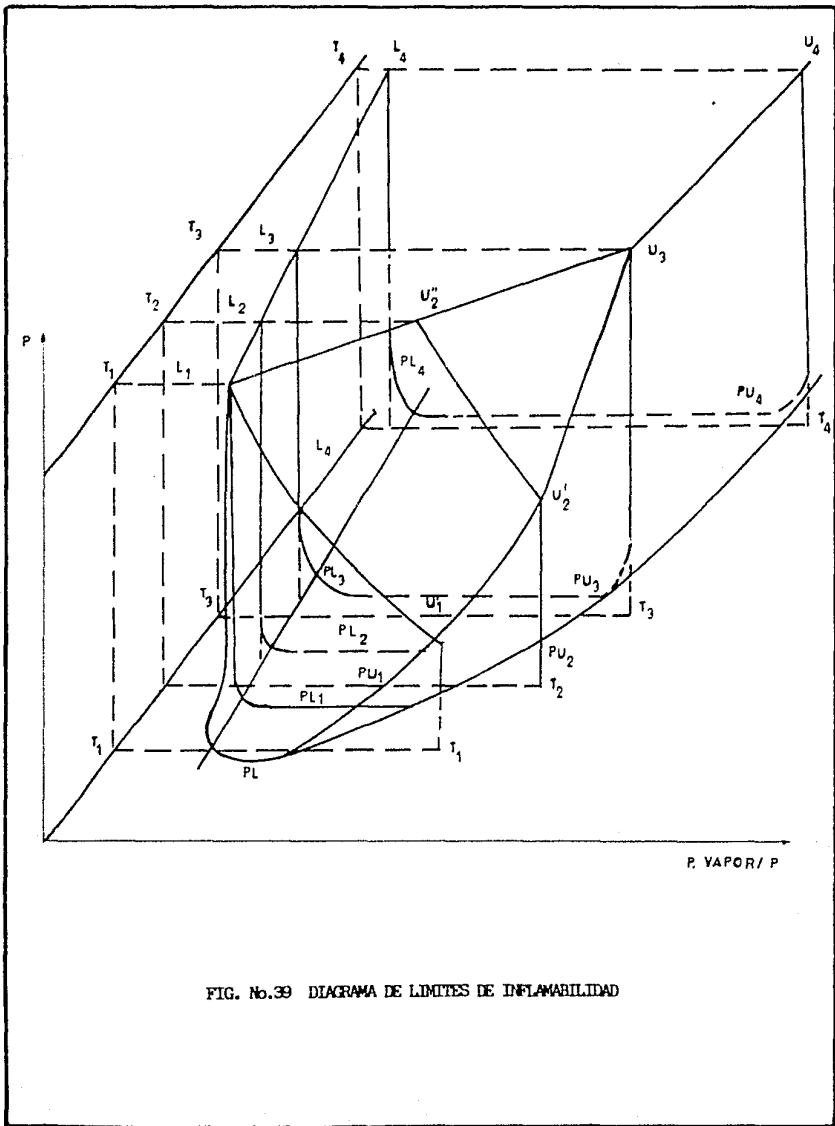


FIG. No.39 DIAGRAMA DE LIMITES DE INFLAMABILIDAD

C) TIEMPO DE PURGADO

Los sistemas de desfogue deben ser purgados completamente antes de ser operados con el objeto de barrer el aire contenido en él. El tiempo de barrido debe ser como mínimo V/CFH horas.

Donde:

V = Volumen total del sistema en pies cúbicos, incluyendo el cabezal de desfogue, los tanques separadores y de sellos y el quemador.

CFH = Flujo de gas de purga, pies^3/hr .

D) VELOCIDAD DEL GAS DE PURGA

Existen diversas opiniones en cuanto a la velocidad del gas de purga que ha de mantenerse en el sistema para dar como resultado un volumen mínimo de gas a utilizar.

De cualquier forma, la velocidad del gas de purga debe ser superior a la velocidad de propagación de la flama, dada en la Fig. (40). Debe tenerse en cuenta que el volumen de gas de purga varía con la temperatura, al contacto de los gases calientes o al contacto con la pared de la boquilla calentada por radiación. Adicionalmente, al seleccionar la velocidad del gas de purga puede tenerse en cuenta un valor de seguridad de 3 ó 4 veces la velocidad de propagación de la flama. Un valor recomendado utilizando gas natural a 100°F como gas de purga, es de 4.5 pies/seg. en la boquilla de quemado.

La Fig. (41) representa un monograma para el cálculo del flujo de gas -

de purga. Nominalmente, el flujo de gas de purga depende del peso molecular y el diámetro del quemador.

$$CFM = bPM^{-0.565}d^3$$

Donde:

CFM = Flujo de gas de purga, pies³/hr.

b = Constante para un quemador de 24" Ø y utilizando nitrógeno como gas de purga b = 0.214.

PM = Peso molecular.

d = Diámetro de la boquilla, pulgadas.

Para diámetros diferentes a 24" Ø y otro gas de purga, se debe utilizar el monograma mencionado.

Otra forma para calcular la velocidad del gas de purga es de acuerdo a la ecuación siguiente:

$$V = \left(\frac{0.022}{H-h} \right) \left(\frac{6}{X} \right)^{0.64} \left(\frac{28}{PM} \right)^n \left[e^{0.16D} - 0.96e^{0.16(D-PM)} \right]$$

Donde:

V = Velocidad del gas de purga, pies/seg.

H = Altura del quemador, pies.

h = Altura donde se mide la concentración "X" de oxígeno.

X = % de oxígeno libre, 3% x 6%.

PM = Peso molecular del gas de purga

D = Diámetro del quemador, pulgadas

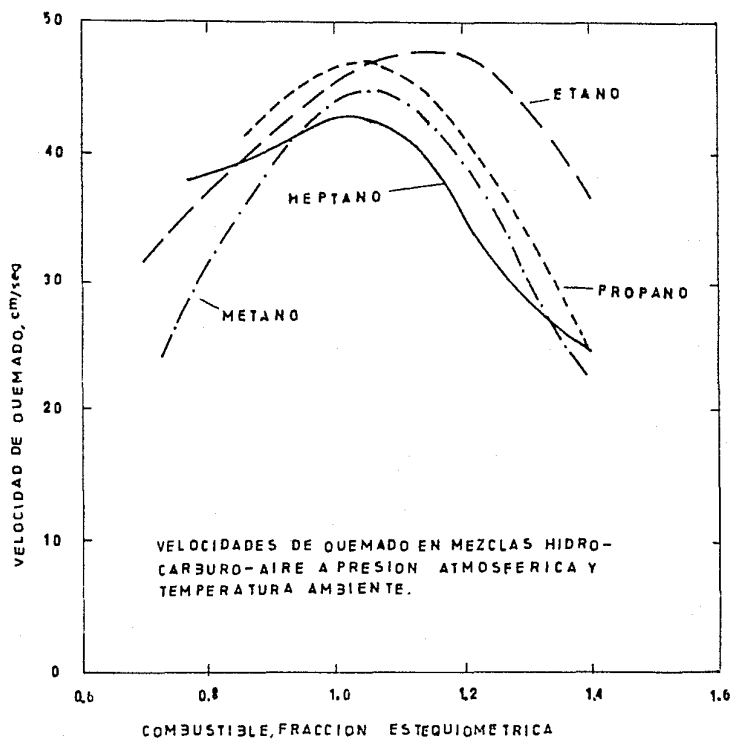


FIG. No.40 VELOCIDAD DE PROPAGACION DE FLAMA

DIAMETRO
DEL QUEMADOR
(PULGADAS)

FLUJO DE GAS
DE PURGA

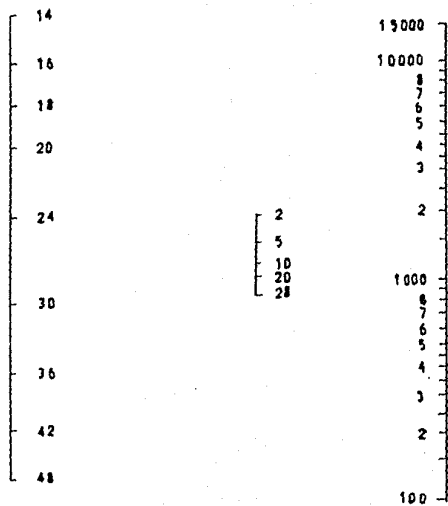


FIG. No. 41 FLUJO DE GAS DE PURGA

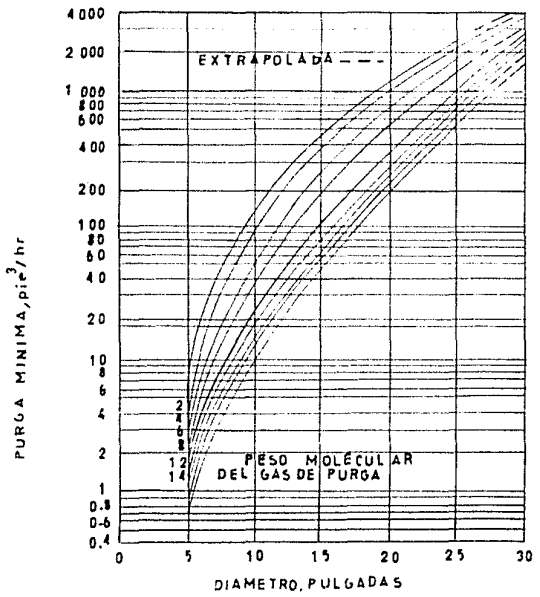
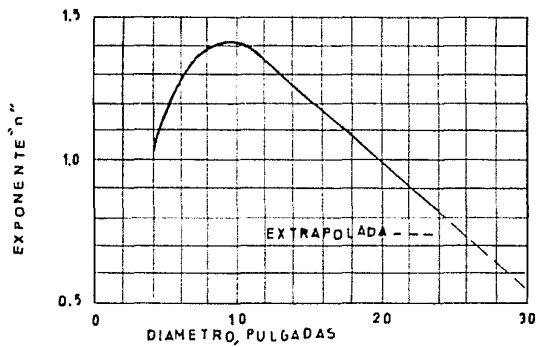


FIG. No.42 CALCULO DE FLUJO DE GAS DE PURGA

$n = F(D)$, factor de la Fig. (41a)

(H-h) = Debe considerarse hasta 25 pies con una concentra
ción límite de 6% de oxígeno libre.

A medida que aumenta el peso molecular del gas de purga (con límite de 29), pueden obtenerse mejores resultados con el "barrido" del aire entrante al quemador de igual manera para obtener una condición segura, se requiere menor cantidad de gas de purga.

VII.1.2. CREACION DE ATMOSFERAS INERTES

Una atmósfera inerte debe ser creada cuando no se pueda tolerar en el sistema la más pequeña reacción explosiva. Generalmente, los gases inertes usados son el nitrógeno y el CO_2 . La Fig. (43) es un diagrama de inflamabilidad para un sistema metano-inerte, a presión atmosférica y a 25°C.

La onda explosiva de una detonación puede dañar seriamente la tubería de los tanques de sellos, por lo que es importante estimar la sobrepresión causada por dicha onda explosiva durante un retroceso de flama. El diseñador de un sistema de desfogue debe tomar en cuenta esta presión cuando especifique el equipo para detención de la flama.

$$(P - P_0) = P_0 \left(\frac{2R}{R-1} \right) \left(\frac{V}{a} - 1 \right)$$

Donde:

$(P-P_0)$ = Sobrepresión por onda explosiva, psi.

P_0 = Presión inicial, psig.

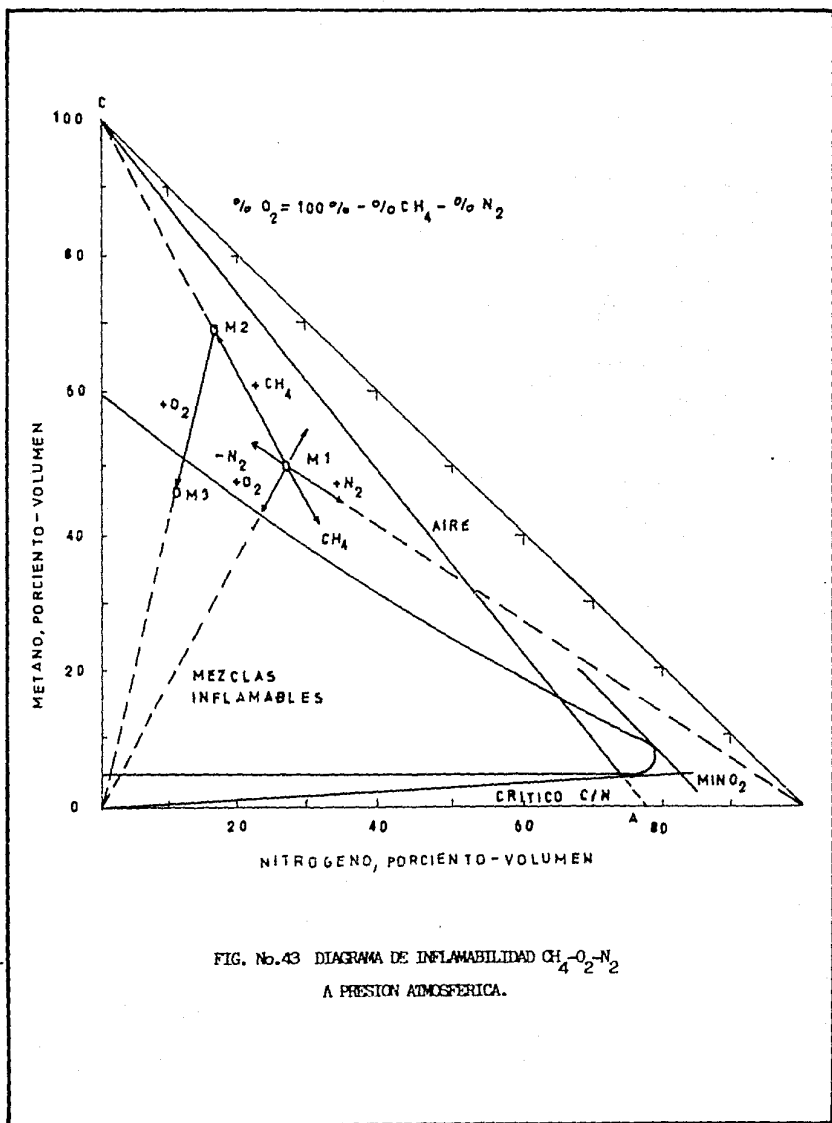


FIG. No.43 DIAGRAMA DE INFLAMABILIDAD CH₄-O₂-N₂
A PRESION ATMOSFERICA.

R = Relación de calores específicos.

V = Velocidad de choque, pies/seg.

a = Velocidad del sonido en el medio a través del cual pasa la onda, pies/seg.

Para velocidades de detonación, consultar la Fig. (40).

Para soportar una detonación durante el retroceso de la flama, los tanques de sello deben ser diseñados a cuando menos 150 psig.

VII.1.3. ARRESTADORES DE FLAMA

Este tipo de protección para el retroceso de flama consiste en una serie de rejillas a fin de extinguir cualquier fuego que tienda a pasar por ellas, Fig. (45).

En un sistema de desfogue, a presión muy baja (pulgadas de agua) no será posible utilizar ningún otro artificio para lograr la extinción de la flama, pues en la mayoría de los casos, se ocasionará como consecuencia el represionamiento del sistema mismo. El uso de arrestadores para flama está justificado también al manejar gases extremadamente fríos, con los que el empleo de tanques con agua es sumamente peligroso, pues el agua se congela al entrar en contacto con el gas, bloqueando el sistema entero. Por otra parte, los arrestadores de diseño típico no serán capaces de detener una flama de mezcla de aire con hidrógeno o bien con acetileno, con óxido de etileno o con disulfuro de carbono, pues la probabilidad de retroceso de flama es infinito.

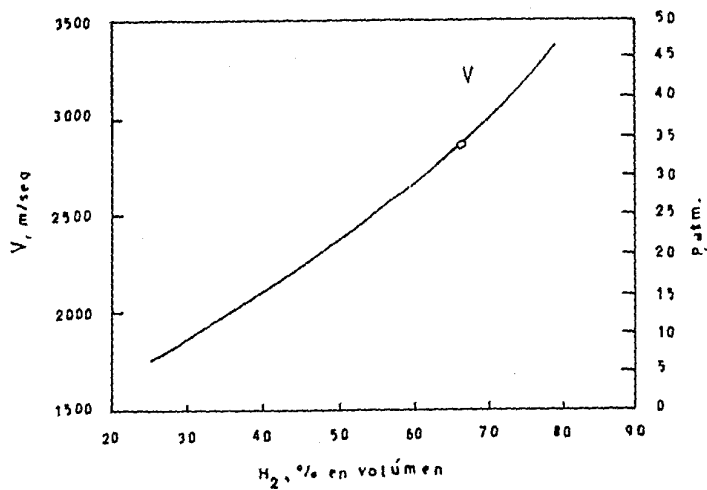


FIG. No. 44 VELOCIDAD DE DETONACION V, DESARROLLADA POR UNA ONDA QUE SE PROPAGA ATRAVES DE UNA MEZCLA HIDROGENO-OXIGENO EN UN TUBO CILINDRICO A PRESION ATMOSFERICA Y 18° C.

Los arrestadores de flama no pueden usarse en aquellos sistemas de desfogue de gases que polimericen rápidamente o que tengan tendencia a obstruir los pasajes del arrestador.

VII.2. SELLOS PARA FLAMA CON GAS DE PURGA.

Se conocen principalmente dos tipos:

1. Sello fluídico o minimizador de gas de purga.
2. Sello molecular.

Ambos tienden a minimizar el flujo de gas de purga y ayudan a disminuir el efecto del viento sobre la flama.

VII.2.1. SELLO FLUIDICO

Consiste en una serie de mamparas orientadas de tal forma que la corriente de aire que pueda entrar en la boquilla, regrese por las paredes de la misma, Fig. (46). El baffle origina que el gas a ser quemado, salga por el centro de la boquilla creando un flujo positivo hacia la salida. Este efecto puede ser reforzado con el empleo de un gas de purga que ayude a estabilizar las variaciones del desfogue de gas.

VII.2.2. SELLO MOLECULAR

Este tipo de sello ha sido empleado con anterioridad al sello fluídico. Su diseño consiste en una doble curvatura tipo "U" invertida una hacia la otra, que origina cambios de presión al pasar el gas por el sello, figura

(47 y 48). Este tipo de sello es altamente eficiente en oscilaciones de flujo de gas y en contracciones térmicas.

Una oscilación es causada por el cese repentino de la corriente de gas, ya sea parcial o totalmente. La columna de gas continuará su viaje a través del sistema. Cuando la columna de gas salga del quemador, se creará una zona de baja presión, ocasionando que el aire entre al sistema. Esta entrada de aire es controlada por el sello molecular porque la caída de presión a través del sello es igual en ambas direcciones.

Una contracción térmica también arrastra aire al quemador. Cuando la flama se apaga, el gas se enfría rápidamente. La contracción en el gas crea una baja de presión en una zona vulnerable al influjo del gas circundante. El problema se agrava con la lluvia pues se acelera el proceso de enfriamiento.

A pesar de su gran efectividad, el sello molecular tiene las siguientes desventajas.

- a) Es muy grande y pesado debido a la complejidad de sus pasajes.
- b) Requiere de una estructura más fuerte y costosa.
- c) Su eficiencia se ve reducida si sus pasajes se llenan de agua y aunque se pueda drenar completamente, remover el refractario requiere un alto costo de mantenimiento.
- d) Se requiere de mayor volumen de gas de purga. Este requerimiento aumenta con un alto viento, oscilación de gas y contracción térmica.
- e) Durante una operación normal, la lluvia no interfiere con la ope-

ración del sello. Sin embargo, si el área del sello se encuentra tapada, podrán ocurrir explosiones en la zona de baja presión.

f) Un dren abierto inadvertidamente podrá dar como resultado una pé
dida de gas a la atmósfera.

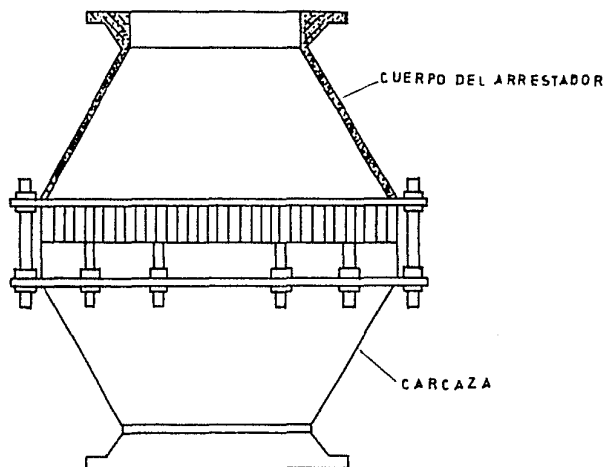


FIG. No.45 PROTECTOR PARA RETROCESO DE FLAMA

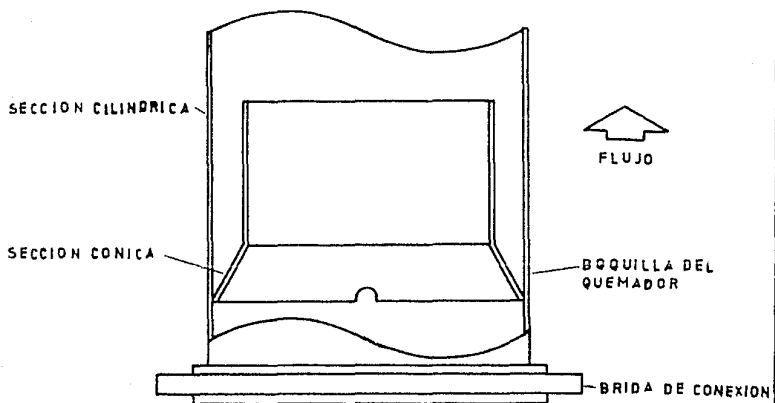


FIG. No.45 a) MINIMITADOR DE FURGA

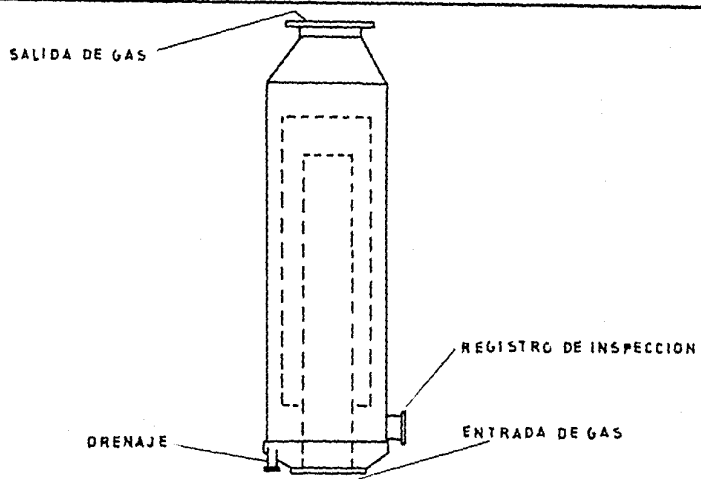


FIG. No.46 SELLO MOLECULAR

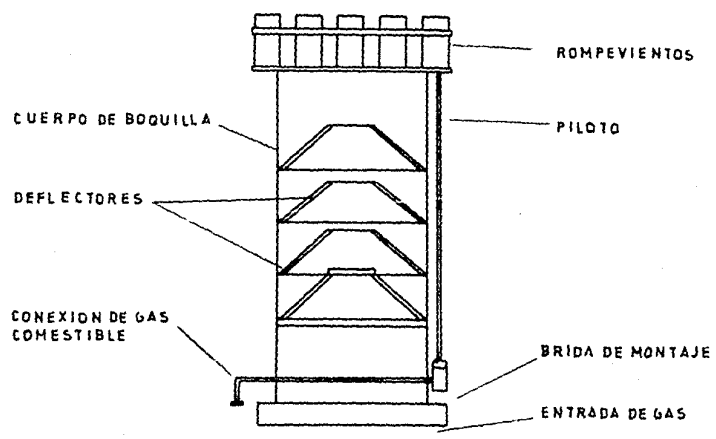


FIG. No.47 SELLO FLUIDICO

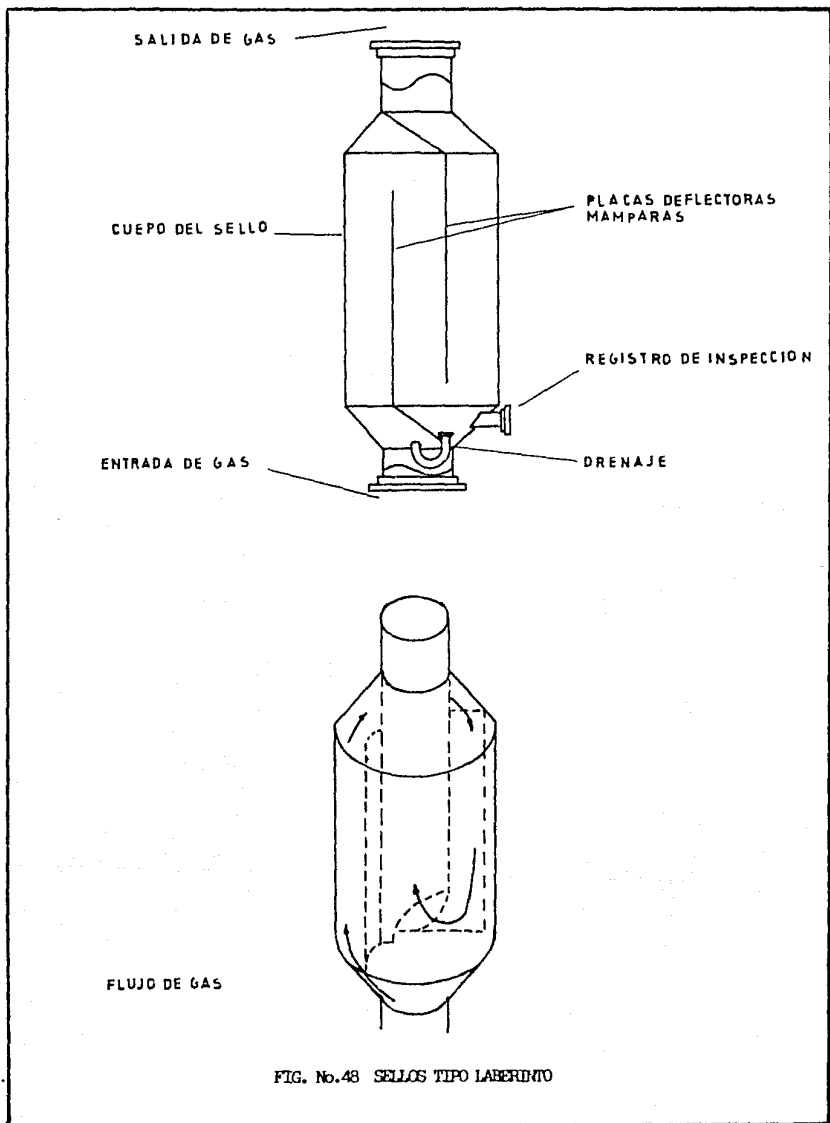


FIG. No.48 SELLOS TIPO LABERINTO

CAPITULO VIII

INSPECCION Y MANTENIMIENTO

La razón para efectuar una inspección en un sistema de desfogues, es determinar los efectos que han causado en él los factores siguientes:

- a) Asentamiento de las cimentaciones.
- b) Condiciones climatológicas
- c) Temperatura de operación
- d) Productos de combustión
- e) Erosión
- f) Corrosión

La inspección del sistema permitirá establecer los lineamientos a seguir para un mantenimiento preventivo antes de que ocurran daños serios o para el reemplazo de materiales y equipo.

Las inspecciones periódicas permiten obtener protección, operación eficiente, programar un mantenimiento adecuado y estudiar la substitución de diferentes materiales. Esta práctica permite incrementar la longitud de los ciclos de operación y eliminar los paros de planta por alguna situación catastrófica.

La inspección de un sistema de desfogues requiere de la información siguiente:

- a) Planos de proyecto.

- b) Dibujos de fabricante.
- c) Listas de material.
- d) Especificaciones.

Los períodos de inspección deben ser establecidos en base a la seguridad y protección requerida tanto para el equipo como para el personal. - Cuando suceda alguna situación de emergencia debido a una falla mecánica o mal funcionamiento del equipo, debe investigarse la causa a fin de que no se repita una condición igual en la unidad. Los períodos de inspección podrán ser anuales o semestrales, pueden aprovecharse los paros de planta por mantenimiento o situaciones de emergencia en la misma.

Las inspecciones deben ser catalogadas y el catálogo debidamente ordenado y disponible en cualquier momento. Los paros casuales para inspección pueden resultar en un alto costo de mantenimiento y de operación. Los altos costos son el resultado de tiempo perdido de operación, alto costo de mano de obra y tiempo extra y la inexperiencia de ayuda extra.

VIII.1. PRECAUCIONES Y TRABAJO PREPARATORIO A LA INSPECCION.

Las medidas de seguridad que deben tomarse antes de efectuar una inspección a un sistema de desfogue son:

- a) Ventilación adecuada y remoción de gases peligrosos.
- b) Purga de líquidos entrampados.
- c) Reducción del nivel de temperatura hasta niveles seguros para el personal.

- d) Bloqueo del sistema a inspeccionar respecto de los sistemas vecinos.
- e) Protección adecuada contra la radiación de quemadores vecinos.

Las herramientas y equipo de seguridad necesarios para la inspección deben ser revisados antes de ir al área de trabajo, incluyendo andamios, tablonos, columpios y escaleras portátiles.

Antes de empezar la inspección deben colocarse señales de que se está aislando una zona de trabajo, e informar al personal de instalaciones vecinas a fin de no crear alarmas innecesarias.

VIII.2. METODO PARA INSPECCION

VIII.2.1. METODOS USUALES

Los procedimientos y métodos comúnmente utilizados para inspección en el sistema de desfogue son:

1.- Limpieza

En el área de tanques y aún en el de quemadores, se cuenta con estaciones de servicio con agua, aire y vapor. Para una buena inspección es necesaria la remoción de depósitos de carbón de los quemadores, depósitos de sólidos en los tanques y la limpieza del equipo en general empleando diversos métodos.

2.- Inspección visual.

Una vez realizada la limpieza del equipo puede determinarse en

forma visual el grado de deterioro y defectos actuales y potenciales en tubos, conexiones, bridas y demás accesorios.

3.- Prueba del martillo.

La prueba del martillo es reconocida y aceptada como un método de exploración de superficies para objetos metálicos de poco espesor de pared. Cuando se realiza la prueba, las variaciones en el espesor de la pared metálica son indicadas por las vibraciones, rebote y sonido producido en el martillo. El mérito y valor de la prueba depende de la experiencia del analizador.

4.- Determinación del espesor de pared.

Es necesario determinar la medida del espesor de pared en un equipo que maneje sustancias corrosivas con el fin de obtener los datos siguientes:

- a) Cantidad de pared perdida.
- b) Promedio de pérdida.
- c) Tolerancia por corrosión remanente.
- d) Establecer si el espesor restante es suficiente aún para establecer condiciones seguras de operación.

Los métodos básicos se clasifican en destructivos y no destructivos.

Un método destructivo para obtener el espesor de pared es taladrar un orificio en la pared del equipo y calibrar el espesor a través del hoyo. El diámetro del orificio taladrado es usualmente 5/16" para 3/4" de espesor y

menores y 7/16" para 1 pulgada y más grandes. El orificio deberá ser taladrado perpendicularmente a la superficie y antes de taladrar hay que asegurarse de que cualquier resto de carbón o herrumbre depositados han sido removidos.

Después de taladrado, el orificio debe ser taponado haciendo rosca a través de él y colocando un tapón roscado del mismo material que el equipo. Todos los tapones deberán ser sellados con una simple gota de soldadura en el exterior, utilizando un electrodo del mismo material que el equipo y el tapón.

Es poco prudente utilizar este método en áreas expuestas al calor radiante o en áreas con vapores explosivos.

El número de mediciones que pueden hacerse en un área es limitado; como una recomendación general, se debe hacer una sola medida en cualquier línea longitudinal sobre el equipo y nunca acercar los orificios más de una mitad del diámetro del tubo.

Los métodos no destructivos son:

- 1.- La medida del diámetro interior y exterior.
- 2.- Medida por instrumentos sónicos.
- 3.- Medida por instrumentos tipo radiación.
- 4.- Prueba metalúrgica.

Es un hecho probado que en un quemador sucedan cambios en la estructura del metal. Los tipos más comunes de deterioración de esta naturaleza son: decarburación, carburización, fatiga y algunas formas de hidrógeno.

Es imposible detectar este tipo de deterioro en una inspección visual, antes de que el equipo sea desechado. De hecho, estos deterioros sólo pueden ser determinados a través de pruebas físicas o químicas en un laboratorio bien equipado, y por personal calificado.

VIII.2.2. INSPECCION APLICADA

a) Cimentaciones

En cualquier cimentación se presentan asentamientos. El asentamiento debe estar uniformemente distribuído y suceder en pequeña escala.

Si el asentamiento es desigual, pueden presentarse graves consecuencias. Por esto resulta necesario programar períodos de inspección para vigilar la falla y determinar sus consecuencias. Una de las principales fallas de las cimentaciones es la temperatura, que aplicada en períodos de tiempo prolongados, se traduce en calcinación del material. Su presencia es fácilmente detectable con un martillo.

Otra forma de deterioración del concreto es el desconchado. Sucede por acción de calor o donde el concreto ha sido mal elaborado. Una inspección visual es suficiente para detectarla.

b) Soportes estructurales.

La inspección visual debe abarcar todos los componentes estructu-

rales del sistema, incluyendo: columnas, soportes estructurales, plataformas, escaleras, etc.

La inspección debe detectar vencimiento de la estructura debido a sobrecargas, sobrecalentamientos o fuerzas laterales. Todas las causas deben ser investigadas para aplicar las medidas correctivas pertinentes, como refuerzos soldados en las estructuras o bien aislamientos protectores para la radiación.

La corrosión de una estructura de acero debilitan cualquiera de sus miembros por la pérdida de espesor. El área seccional en ellos debe ser cuidadosamente limpiada y medida. Una vez hecha la medición de la pieza afectada, debe calcularse el esfuerzo en esa sección respecto al área remanente. Si el esfuerzo calculado es más alto que el esfuerzo permisible, la parte afectada debe ser inmediatamente cambiada.

c) Refractario y Aislamiento.

La inspección visual debe buscar grietas, escorias, juntas abiertas, desprendimientos del refractario y material perdido.

Cualquier pieza de refractario debe ser inmediatamente reemplazada, pues de ello depende la duración del equipo protegido.

d) Unidad de encendido remoto.

La cámara de combustión y las entradas de gas y aire deben ser limpiadas cada 3 meses removiendo cualquier partícula extraña que -

pueda taponar esos orificios.

El transformador de ignición no requiere más mantenimiento que la revisión de su funcionamiento. En cualquier caso es deseable tener un transformador de repuesto para reparar el averiado.

Debe revisarse el funcionamiento de las válvulas de 3 vías. Las válvulas requieren lubricación anualmente, y se debe reparar donde sea necesario. Estas válvulas deben revisarse periódicamente durante la operación normal de la unidad para asegurarse de que no se atasquen.

Revisar la operación de la bujía y del sistema eléctrico. Nunca se deberá operar la unidad con la mirilla rota en la cámara de combustión.

e) Pilotos

La inspección de los pilotos comprende, aparte de los lineamientos generales ya mencionados, la recalibración de la garganta para la entrada del aire al piloto. Su apertura debe ser de 1/16". En caso de deterioro habrá que reemplazarla.

Un piloto que funcione adecuadamente debe tener una flama estable con punta amarilla. Una garganta estrangulada causará una flama débil y totalmente amarilla; una apertura muy grande acortará la flama y la hará invisible durante el día.

Después de la calibración, se debe apretar la contratuerca.

Periódicamente hay que verificar el filtro de la línea de suministro de gas a pilotos.

Los termocoples deben ser revisados en cuanto a su localización, debiendo estar colocados a 3/4" arriba de la boquilla del piloto. La alarma para la temperatura por falla de flama debe ser 600°F para prevenir falsas alarmas cuando llueve o sopla viento frío. Si llega a ocurrir una falsa alarma, debe verificarse la extensión del termocople, cortos o excesiva suciedad en los conductos.

f) Quemadores

Los quemadores deben ser diseñados para requerir un mínimo de mantenimiento.

- Los quemadores elevados pueden ser inspeccionados por medio de un telescopio durante su operación. Sin embargo, durante algún paro de planta debe realizarse una inspección completa de todas sus partes.
- Los quemadores de fosa tipo parrilla requieren de limpieza en los orificios de la roseta de quemado.
- Los quemadores de fosa para quemado de emergencia requieren el mismo mantenimiento que los quemadores elevados en cuanto a corrosión, erosión, pilotos y refractario.

Las fosas deben inspeccionarse en cuanto a pendiente del piso, pérdida de refractario en el talud y calcinación del muro protector.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- La altura del quemador se debe seleccionar con base a la intensidad del calor radiante generado por la flama y en la distancia requerida de la base del quemador al punto en el cual se requiera tener la intensidad de radiación máxima permisible. Cuando se manejen gases tóxicos debe considerarse también, que el quemador tenga la altura suficiente para que la concentración de los mismos a nivel de piso no exceda el límite aceptable de toxicidad en caso de que se extinguiera la flama del quemador.
- La altura y la localización de la base del quemador deben seleccionarse con base en la seguridad tanto del personal como del equipo.
- El diámetro del quemador se debe seleccionar con base en la velocidad de salida de los gases y la caída de presión a través de la boquilla.
- La estructura de los quemadores debe considerar: la temperatura de los gases desfogados, la resonancia producida por el viento y la temperatura ambiente.
- Para seleccionar la boquilla de quemado se debe determinar la máxima presión, temperatura y composición de los gases a quemar; así como el tipo de operación (con o sin emisión de humo).

- Deben determinarse los flujos variables desde la operación normal hasta un flujo crítico durante una emergencia. El quemador debe diseñarse para la condición de flujo máximo.

- Las cargas de relevo afectan grandemente el tamaño requerido para los cabezales del quemador y la línea ascendente. La carga total de relevo al quemador es obtenida por adición de las cargas de relevo para cada uno de los equipos.

Es conveniente contar con un medio de ignición automático y detectores de flama para asegurar la ignición de los gases a quemar.

- Un quemador debe ser capaz de mantener una flama estable durante el mayor flujo posible; los vapores deben estar libres líquidos y la formación de humo debe minimizarse tanto como sea posible.

- La operación segura de los sistemas de quemado debe tomar en cuenta las siguientes condiciones:

- El sistema debe manejar una variedad de materiales.
- Debe mantener una ignición continua al final de la línea.
- El quemador debe ser instalado con elementos de seguridad apropiados. Se debe considerar una inyección continua de gas de purga para la instalación de un sello de agua, un arrestador de flama o un dispositivo similar en la base del quemador para evitar el regreso de la flama.

- Se debe tener el control suficiente de la velocidad de salida de los gases a quemar para mantener una flama estable.
- La velocidad de salida de los gases a quemar no debe ser mayor de 0.5 Mach para los máximos flujos, manteniendo una velocidad de 0.2 Mach para las condiciones de operación normal.
- El nivel de radiación permisible está en función del tiempo de exposición del personal; por lo que debe considerarse el tiempo en que tardan las personas de percibirse de una situación de emergencia y el tiempo que requieren para movilizarse.

En las emisiones de emergencia se considera que las personas reaccionan en un tiempo de 3 a 5 segundos y se requieren 5 segundos más para que el personal se retire del área, por lo que resulta un tiempo total de exposición de 8 a 10 segundos. El nivel de intensidad de radiación permisible es de $5\ 968\ \text{Cal/hr m}^2$ ($2200\ \text{BTU/hrft}^2$) para un tiempo máximo de exposición de 9 segundos.

- No todo el calor generado por la reacción de combustión es transmitido por radiación por lo que debe determinarse la fracción de calor radiado. Los valores para la fracción de calor radiado son de 0.4 para hidrocarburos pesados, 0.33 para propano y 0.2 para metano.
- El nivel de ruido producido en el quemador no debe exceder de 90 dbA a nivel de piso.

GLOSARIO

AIRE PRIMARIO.- Es el que se mezcla con la corriente de gas de desecho antes de que alcance el extremo de la descarga de la boquilla o la base de la flama. Suministra parte del oxígeno para efectuar la combustión sin emnación de humo.

AIRE SECUNDARIO.- Es el que se mezcla con el gas de desecho directamente sobre la zona de combustión dada la naturaleza propia de la flama y la turbulencia del gas en la descarga de la boquilla. Suministra la parte complementaria del oxígeno requerido para efectuar la combustión completa.

ACUMULACION.- El código ASME permite que la máxima presión de calibración excederá la presión de diseño del equipo en ciertos límites. Este margen es llamado acumulación y es expresado como un porcentaje sobre la presión de diseño del equipo protegido.

Los valores típicos de acumulación permisible son :

EQUIPO DISEÑADO BAJO CODIGO ASME	% DE ACUMULACION
Calderas	6%
Recipientes no expuestos a fuego	10%
Recipientes a presión expuestos a fuego	20%
Tubería a presión y tubería de descarga de la bomba	25%

APAGADO.- Es el enfriamiento de un fluido para la mezcla con otro de temperatura más baja.

CABEZAL DE DESFOGUE.- Es la tubería principal a la que llegan todas las tuberías secundarias de fluido (aliviado) llevándolo hasta el quemador.

CONDICIONES DE ALIVIO.- Es un término usado para indicar la presión y la temperatura de entrada de un mecanismo de alivio de presión a una sobre-presión determinada. La presión de alivio es igual a la presión de ajuste de la válvula (o ruptura de un disco) más la sobrepresión. La temperatura del fluido en las condiciones de alivio puede ser mayor o menor que la temperatura de operación.

CONTRAPRESION.- Es la presión estática existente a la salida de un dispositivo de relevo, antes de que actúe la válvula.

Una contrapresión actuante es causada por el flujo de un dispositivo de seguridad que descarga dentro de un sistema de desfogue, y es igual a la caída de presión a través de todo el sistema, incluyendo boquillas de quemado, tanques de sello, tanques acumuladores de líquido, tanques separadores y tubería de desfogue. Este tipo de contrapresión puede ser constante o variable dependiendo de que se utilice una sola válvula ya sea convencional o balanceada, o de que se descarguen varios dispositivos de relevo en un mismo

cabezal de desfogue.

DISCO DE RUPTURA.- Consiste en un diafragma metálico colocado entre dos bridas y que se diseña para romperse a cierta presión de relevo. Se utiliza cuando se manejan fluidos corrosivos, que formen gomas o que se polimericen fácilmente. Se le instala a la entrada de una válvula de relevo. Cuando se usa un disco de ruptura, el área del disco debe ser tan grande como el área de relevo de la válvula. Además, una vez roto, debe ser capaz de manejar la capacidad de la válvula sin ninguna interferencia.

DISPOSITIVOS DE ALIVIO DE PRESION.- Son accesorios diseñados para aliviar automáticamente fluidos cuando la presión de los equipos y tubería que protegen llegue a un límite predeterminado.

ESTABILIDAD DE FLAMA.- Es la permanencia de la flama principalmente en la punta del quemador. Se presentan problemas para mantener una flama estable cuando la velocidad del gas combustible es menor que la velocidad de la flama, ya que existe la posibilidad de combustión dentro de la boquilla. Cuando existen velocidades altas de gas combustible, mayores que la velocidad de flamas, se tienen problemas de separación de la flama de la boquilla al quemador.

FLAMA.- Reacción de combustión que se propaga a través del espacio a velocidad inferior a la del sonido acompañada normalmente a radiaciones visibles.

FLAMA PREMEZCLADA.- Se produce cuando la combustión tiene lugar en un medio constituido por una mezcla previamente preparada de combustible-comburente en íntimo contacto.

HUMO.- Es el resultado de la emisión de partículas de carbón, formadas como producto de una combustión incompleta.

INSTALACIONES FINALES DE SISTEMA DE DESFOGUE.- Se utilizan para tratar o eliminar los fluidos provenientes de las redes de tubería del sistema de desfogue.

LIMITE DE INFLAMABILIDAD.- Las mezclas homogéneas combustible-aire pueden propagar ondas de combustión solamente dentro de un rango limitado de composición.

Las composiciones en este rango se dice que están dentro de los límites de inflamabilidad.

LIMITE INFERIOR DE INFLAMABILIDAD.- Es la composición de una mezcla de vapor-aire que contiene la cantidad mínima de vapores en aire para formar una mezcla combustible.

LIMITE SUPERIOR DE INFLAMABILIDAD.- Es la composición de una mezcla de vapor aire que contiene la cantidad máxima de vapor en aire para formar una mezcla combustible.

MAXIMA CONDICION DE DESFOGUE.- Es aquella condición que ocasiona el mayor flujo o mayor contrapresión dependiendo del diámetro obtenido.

MAXIMA PRESION DE TRABAJO.- Es el último nivel de presión que puede ser medido en un recipiente antes de que los dispositivos de seguridad sean accionados.

NIVEL DE RUIDO.- Es el nivel de la presión de sonido que frecuentemente es medido de acuerdo con escalas de frecuencia.

POTENCIA DE SONIDO.- Es la potencia total acústica, en Watts, radiada por una fuente de sonido o transmitida a través del medio circundante.

OPERACION NORMAL.- Es la operación dentro de los límites de diseño que han sido establecidos en un equipo.

PRESION DE CALIBRACION.- Medida en lb/pg^2 manométricas (psig) o en kg/cm^2 manométricos, es la presión a la cual se ajusta la válvula de alivio para que abra en condiciones de servicio. En una válvula de seguridad o en una de seguridad-alivio en servicio de gas o vapor, la presión de ajuste es la presión a la cual la válvula abre. En una válvula de alivio o en una de seguridad-alivio, la presión de ajuste es la presión a la cual la válvula comienza a descargar en condiciones de servicio.

PRESION DE DISEÑO.- Es la presión usada para determinar el espesor mínimo permisible en un recipiente.

PRESION DE OPERACION.- Es la presión, en psig, a la cual se somete usualmente un recipiente a servicio. El diseño de un recipiente debe incluir el valor de operación máximo y un margen para prevenir una operación indeseable de relevo.

PRESION DE OPERACION NORMAL.- Es la operación dentro de los límites de diseño que han sido establecidos en un equipo.

PRESION DE SONIDO.- Es una fluctuación instantánea de presión entre los valores de un sonido a la presión atmosférica y la presión a la cual produce otro mayor.

PUNTO DE INFLAMACION .- Es el enfriamiento de un fluido por la mezcla con otro de temperatura más baja.

RADIACION.- Mecanismo de transferencia de calor caracterizado por la transmisión de energía radiante desde una fuente elevada de elevada temperatura hacia un receptor de menor temperatura.

RECIPIENTES DE ALTA TEMPERATURA.- Son recipientes diseñados para trabajar a presión de 1.05 kg/cm^2 (manométricos) y mayores.

RECIPIENTES A BAJA PRESION.- Son recipientes para operar entre 0.05 y 1.05 kg/cm^2 manométricos.

RECIPIENTES ATMOSFERICOS.- Son recipientes delgados para operar a -

presión atmosférica.

RUIDO.- Es la medida de sonido que resulta molesta para los humanos o animales.

SISTEMA DE ALIVIO DE PRESSION.- Es un arreglo de mecanismos de alivio de presión, tubería y un medio destinado para el alivio seguro, transporte y disposición de fluidos en la fase líquida o vapores.

TEMPERATURA DE IGNICION.- Es la temperatura mínima requerida para en cender una mezcla combustible y causar una explosión o fuego.

TEMPERATURA DE OPERACION.- Es la temperatura a la cual se mantiene el fluido durante una operación normal del equipo.

TIEMPO DE ESCAPE.- Es el intervalo requerido para que una persona - abandone la zona de radiación de la fuente de calor. Este tiempo se conside ra de 8 a 10 segundos.

TIPO DE SISTEMAS DE DESFOGUE:

SISTEMA ABIERTO.- Es aquel en el cual el fluido aliviado entra en contacto con la atmósfera al ocurrir el desfogue.

SISTEMA CERRADO.- Consiste de un cabezal y ramales que recolectan el fluido aliviado de los distintos dispositivos, y lo conducen hacia el lugar

donde dispondra adecuadamente de el.

SISTEMA DE RECUPERACION.- Es un sistema cerrado que tiene como finalidad recolectar el fluido aliviado y proporcionarle el tratamiento adecuado, tanto para recuperar sustancias de alto valor económico como para neutralizarlos y convertirlo en productos de menor riesgo que pueden ser liberados a la atmósfera o enviarlos al quemador.

VALVULA DE ALIVIO-SEGURIDAD.- Es un dispositivo de alivio automático conveniente para usarlo como válvula de seguridad o de alivio, dependiendo de la aplicación. Se usa normalmente para gas, vapor o líquido. Este tipo de válvula debe llevar siempre bonete cerrado.

VALVULA DE SEGURIDAD CONVENCIONAL.- Es un dispositivo diseñado para que el bonete pueda ventear a la atmósfera o en lado de descarga de la válvula. Este tipo de válvula se emplea cuando la descarga pueda ser hecha a la atmósfera a través de un tubo corto, o bien cuando la descarga es hecha a un sistema de desfogue de muy baja presión.

En este tipo de válvula las características de eficiencia (presión de apertura, presión de cierre y capacidad de relevo), son directamente afectadas por la contrapresión de la válvula.

VALVULA DE SEGURIDAD BALANCEADA.- Consta de un mecanismo para minimizar los efectos de la contrapresión en las características de su eficiencia (presión de apertura, presión de cierre y capacidad de relevo). El empleo de

este tipo de válvula se traduce en una mayor economía, en un sistema de desfogue, pues permite utilizar presiones más altas al diseñarlo.

APENDICE A

QUEMADOR ELEVADO PARA UN DESFOGUE ACIDO

I.- DATOS DE DISEÑO

a) Composición del gas

	% Mol.
Benceno	39.800
Acido Fluorhídrico	59.772
Agua	0.332
Otros	0.096

b) Características de la corriente.

Gasto máximo	76,645 kg/hr	(169,002 lb/hr)
Presión en boquilla	0.91 kg/cm ²	(19.94 psig)
Temperatura en boquilla	83° C	(181.4°F)
Peso molecular	47	
Causa de relevo	F.A.E.	(Falla agua de enfriamiento)

II.- DISEÑO DEL QUEMADOR

a) Diámetro de boquilla

$$D = \left[\frac{2.72 * 10^{-3} W \frac{T + 460}{PM}}{\Delta P} \right]^{1/2}$$

D = Diámetro de boquilla, pg

W = Flujo de gas, lbs/hr

T = Temperatura gas, °R

PM = Peso molecular

ΔP = Caída de presión en pg. agua (suponiendo 35)

$$D = \left[\frac{(2.72 * 10^{-3}) 169000 \frac{181+460}{47}}{\sqrt{35}} \right]^{1/2} = 16.93 \text{ pg.}$$

D = 18" Ø

$$\text{Velocidad sónica} = 223 \sqrt{\frac{KT}{PM}}$$

$$K = \frac{C_p}{C_v}$$

T = Temp. gas, °R

PM = Peso molecular

$$V_s = 223 \sqrt{\frac{1.2 * 641}{47}} = 903 \text{ pies/seg.}$$

Flujo = 169000 lb/hr

PV = nRt

$$V = \frac{169000 * 10.73 * 641}{47 * 3600 * 14.17} = 467 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

Ø Boquilla Pulgadas	Area Transversal Pies ²	Velocidad pies/seg	Mach
14"Ø	0.994	470.1	0.52
16"Ø	1.310	356.4	0.39
18"Ø	1.670	279.6	0.30
20"Ø	2.074	225.1	0.24
24"Ø	3.012	155.0	0.17

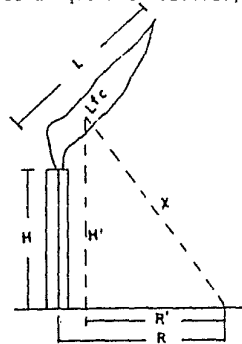
SOLUCION: Se puede usar boquilla de 18"Ø ó 20"Ø.

III.- ALTURA DEL QUEMADOR

La altura del quemador deberá diseñarse para que la intensidad de radiación no exceda de:

Para equipo	3000 BTU/hr-pie ²
Para personal	
corta exposición	1500 BTU/hr-pie ²
Para personal ex-	
posición constante	440 BTU/hr-pie ²

Siguiendo la geometría de un quemador elevado, tenemos:



$$X^2 = \frac{FrQ}{4 Q}$$

$$F = 0.2 \left(\frac{hc}{900} \right)^{1/2}$$

$$Q = whc \left(\frac{379}{PM} \right)$$

$$hc = 50 M + 100$$

$$r = 0.79 \left(\frac{100}{Hr} \right)^{1/16} \left(\frac{100}{D} \right)^{1/16}$$

X = Distancia radial al centro de la flama, pies.

F = Fracción de calor radiante

r = Fracción de calor absorbida por la atmósfera

Q = Calor total relevado por la flama, BTU/hr

hc = Valor neto calorífico, BTU/pie³ std

PM = Peso molecular del gas

W = Flujo de gas, lb/hr

D = Distancia media para absorción, pies

$$hc = 50 * 47 + 100 = 2450 \text{ BTU/pie}^3$$

$$F = 0.2 \left(\frac{2450}{900} \right)^{1/2} = 0.3299$$

$$r = 0.79 \left(\frac{100}{20} \right)^{1/6} \left(\frac{100}{500} \right)^{1/16} = 0.789$$

$$Q = 169000 * 2450 * \frac{379}{47} = 3.3388 * 10^9 \text{ BTU/hr}$$

De lo anterior, las distancias radiales al centro de flama son:

Para 3000 BTU/hr-pie²

$$X^2 = \frac{0.3299 * 0.789 * 3.3388 * 10^9}{4 * 3000} = 151.83 \text{ pies (46.2 m)}$$

Para 1500 BTU/hr-pie²

$$X^2 = \frac{0.3299 * 0.789 * 3.3388 * 10^9}{4 * 1500} = 214.72 \text{ pies (65.44 m)}$$

Para 440 BTU/hr-pie²

$$X^2 = \frac{0.3299 * 0.789 * 3.3388 * 10^9}{4 * 440} = 396.45 \text{ pies (120.8 m)}$$

LONGITUD DE FLAMA

$$L = 6.785 v^{0.61}$$

Donde:

L = long de flama pies

V = velocidad de gas, pies/seg

$$L = 6.785 * 279.6^{0.61} = 210.8 \text{ pies}$$

y, ajustando la caída de presión en la boquilla

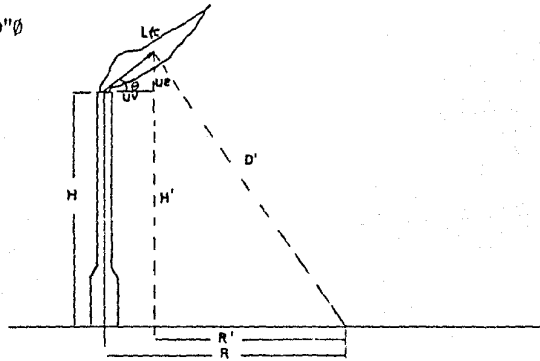
$$P = \left(\frac{279.6}{550} \right)^2 * 55 = 14.2 \text{ pg. de agua}$$

Ahora, se puede confirmar el diámetro de la boquilla

$$D = \left[\frac{(2.72 * 10^{-3}) * 169000 \sqrt{\frac{181 + 460}{47}}}{14.2} \right]^{1/2}$$

$$D = 19.22$$

$$D = 20''\phi$$



Desviación de la flama a bajo viento (20 m/hr).

$$\theta = \tan^{-1} = \frac{V_w}{V_g} = \tan^{-1} \frac{\text{vel. viento}}{\text{vel. de gas}}$$

$$\text{Vel. viento (pies/seg)} = 1.47 * \text{viento (millas/hr)}$$

$$\theta = \tan^{-1} \frac{1.47 * 20}{279.6} ; \quad \theta = 6.0^\circ$$

$$L_{fc} = \frac{L_f}{3} = \frac{214.72}{3} = 71.57 \text{ pies}$$

$$X_c = 71.57 \sin 6^\circ = 7.48 \text{ pies}$$

$$Y_c = 71.57 \cos 6^\circ = 71.17 \text{ pies}$$

CALCULO DE LA ALTURA

Se puede considerar en la base del quemador 1500 BTU/hr-pie² para que exista un tiempo de escape, aún en condiciones de máximo desfogue.

$$H' = H + Y_c$$

$$R' = R - X_c$$

$$R' = R - 7.48$$

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

Para 1500 BTU/hr-pie²

$$214.72^2 = 7.48^2 + H'^2$$

$$H' = \sqrt{214.72^2 - 7.34^2} = 214.59 \text{ pies}$$

Finalmente:

$$H = H' - Y_c$$

$$H = 214.59 - 71.17$$

$$H = 143.42 \text{ pies}$$

$$H = 43.71 \text{ m}$$

III.- CONCENTRACION MAXIMA DE GAS A NIVEL DE PISO

En caso de que el quemador llegara a apagarse, se tendrían los valores siguientes:

$$C_{\max} = 1.55 * 10^4 \left(\frac{W_c}{\sqrt{H^3 - M_c}} \right) \left(\frac{P}{q} \right)$$

C_{\max} = Máxima concentración de contaminantes en una mezcla de gas,
ppm

W_c = flujo de gas, lbs/hr

H = Altura efectiva del venteo, pies

M_c = Peso molecular del gas efluente

p/q = $\frac{\text{Coeficiente de difusión vertical}}{\text{Coeficiente de difusión horizontal}}$

H = Altura física de la chimenea más la altura del cono de gas debida a la velocidad de salida y a la diferencia de densidades del gas efluente con la atmósfera.

V = Velocidad viento, millas/hora

$$HP = 4.77 \sqrt{\frac{Q_1 V}{1.5}} \quad Q_1 = \frac{Q_s T_1}{530}$$

$$T_1 = M_c * 18.3$$

Q_s = Volumen de gas saliente, pies³/seg.

$$T_1 = 47 * 18.3 = 860$$

$$Q_1 = \frac{467 * 860}{530} = 757.7 \text{ pies}^3/\text{seg}$$

$$HP = 4.77 \sqrt{\frac{757.7 * 279.6}{1.5}} = 1679.7 \text{ pies}$$

$$HP = 1679.7 \text{ pies} + 143.42 \text{ pies} = 1823.12 \text{ pies}$$

$$C_{\max} = 1.55 * 10^4 \left(\frac{169000}{5 * (1823.12)^2 * 47} \right) \quad (0.5)$$

$$C_{\max} = 1.678 \text{ ppm (70\% de límite)}$$

Como el límite de toxicidad en 8 horas de trabajo es de 3 ppm, el lí

mite obtenido es correcto.

$$C_{\max} = 1.55 * 10^4 \left(\frac{169000}{20 * (1823.12)^2 * 47} \right) (0.5)$$

$$C_{\max} = 0.41 \text{ ppm}$$

El punto donde el cono de gas toque el suelo, será:

$$X = \frac{H}{2P}$$

X = distancia horizontal, viento abajo del punto de emisión,
pies.

Y = distancia vertical, viento cruzado del punto de emisión,
pies.

H = Altura efectiva del cono de gas, pies.

P = Coeficiente de difusión vertical, pies.

$$X = \frac{1823.12}{2(0.02)} = 45\,507 \text{ pies (13.892 km)}$$

$$Y = 0$$

IV. CALCULO DEL RUIDO PRODUCIDO

El nivel de ruido a 100 pies del punto de descarga es:

$$L_{100} = L + 10 \log_{10} \left(\frac{1}{2} M C^2 \right)$$

L₁₀₀ = Nivel de ruido a 100 pies

M = Flujo, lbs/hr

C = Velocidad sónica, pies/seg

PR = Relación presiones del punto emisor al punto de des-
carga a la atmósfera.

$$L_{100} = 35 + 10 \log_{10} \frac{1}{2} MC^2$$

35 = sacado del monograma (Fig. 17)

Para M PR = 1.88

$\frac{1}{2}$ de MC^2 en watts

$$1.36 \left(\frac{1}{2}\right) \frac{169000 (903^2)}{3600 * 32} = 813,427 \text{ watts}$$

$$L_{100} = 35 + 10 \log_{10} 813,427$$

$L_{100} = 94$ decibeles

Y el nivel de ruido al pie del quemador será:

$$L_p = L_{100} - 20 \log_{10} \frac{r'}{100}$$

r' = distancia de la fuente de emisión, pies.

$$L_p = 94 - 20 \log \frac{143.12}{100}$$

$L_p = 91.04$ Decibeles

V.- TEMPERATURA DE FLAMA

$$\lambda = \frac{Q^{1/2}}{1.47 \left(\frac{T_f}{100}\right)^2}$$

$$T_f = 100 \sqrt{\frac{Q^{1/2}}{1.47 * \lambda}}$$

λ = Longitud media de onda

Q = calor relevado por la flama BTU/hr

T_f = temperatura de flama, °R

Para un Q = $3.3388 * 10^9$ BTU/hr

y un Y_c de 71.17 pies

Tenemos:

$$T_f = \frac{100 Q^{1/4}}{(1.47 * \lambda)^{1/2}}$$

$$T_f = \frac{100 (3.3388 * 10^9)^{0.25}}{(1.47 * 71.17)^{1/2}}$$

$$T_f = 2350 \text{ } ^\circ\text{R}$$

RESUMEN

Diámetro de boquilla	20" \emptyset
Altura del quemador	143.42 pies (45 m)
Concentración:	
Máxima a nivel piso	1.6768 ppm a 5 millas/hr y 13.87 km/h
	0.41 ppm a 20 millas/hr
Nivel de Ruido	94 decibeles
Temperatura de flama	2350 $^\circ\text{R}$
Distancias radiales:	
Para 3000 BTU/hr-pie ²	151.83 pies (46.2 m)
Para 1500 BTU/hr-pie ²	214.72 pies (65.44 m)
Para 440 BTU/hr-pie ²	396.45 pies (120.8 m).

QUEMADOR DE FOSA PARA QUEMADO DE EMERGENCIA

DISEÑO FOSA:

I.- DATOS DE DISEÑO

a) Finalidad: Quemar el flujo restante del gas del desfogue de alta presión, una vez que ha sido saturada la fosa de quemado sin humo.

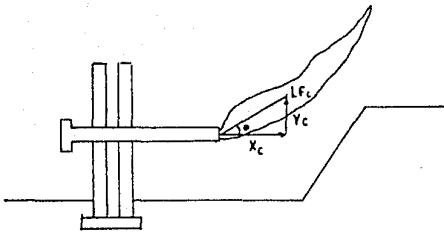
b) Composición del gas.

	% Mol.
Etano	11.888
Propileno	78.533
Propano	0.69
I - Butano	1.389
N - Butano	0.006
I - Penteno	0.232
Agua	

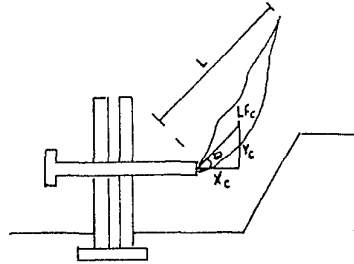
c) Características de la corriente.

Gasto:	= 316,157 lb/hr
Presión. L.B. 0.44 kg/cm^2	= 6.25 psig
Temperatura L.B.: 50°C	= 122°F
Peso molecular:	43
Causa de relevo:	Bloqueo

II.- DISEÑO DE LA FOSA



A BAJO VIENTO
0-20 mph



A ALTO VIENTO
más de 20 mph

Número de boquillas.

a) Flujo de quemado = $867.6 \frac{\text{pies}^3}{\text{seg.}}$

b) Utilizando boquillas de 8"Ø (0.3601 pies' de área interna).

Velocidad sónica = 872 pies/seg.

Número boquillas	Flujo c/boquilla pies/seg	Velocidad pies/seg	Mach
2	433.8	1204	--
3	290.6	807	0.92
4	216.9	602	0.69
5	174.4	484	0.55
6	144.6	401	0.46
7	124	345	0.39
8	108	300	0.34
9	96	267	0.30
10	86	240	0.27

Lo recomendable serían boquillas de 8"

c) Utilizando boquillas de 12"Ø (0.3185 pies² de área interna)

Número Boquillas	Flujo c/boquilla pies/seg	Velocidad pies/seg	Mach
2	433.8	529	0.60
3	290.6	355	0.40
4	216.9	265	0.30
5	174.4	213	0.24
6	144.6	176	0.20
7	124	151	0.17

Se recomiendan boquillas de 12"Ø.

Debe tomarse en cuenta que esta fosa ya es para desfogue total.

d) Caída de presión en la boquilla

con 4 boq. 12"Ø; VL = 265 pies/seg.

$$P = \left(\frac{265}{550} \right)^2 55 = 12.76 \text{ pulg. agua.}$$

e) Longitud de flama a 20 MPH

$$L_f = 10 \times 12 \sqrt{\frac{12.76}{55}}$$

$$L_f = 57.81 \text{ pies (18.96 m)}$$

Por lo que el largo de la fosa es como mínimo 20 m.

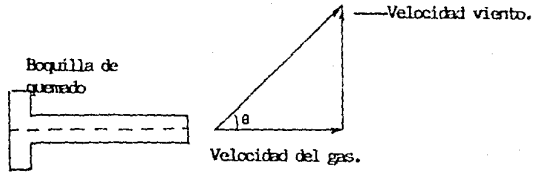
$$\text{Centro de flama} = \frac{L_f}{3}$$

$$L_{fc} = \frac{57.91}{3} = 19.30 \text{ pies}$$

f) Levantamiento de flama

θ = ang. viento + ang. levantamiento del gas.

$$\theta_w = \text{ang. viento} = \text{TAN}^{-1} \frac{\text{Velocidad del viento}}{\text{Velocidad salida gas}}$$

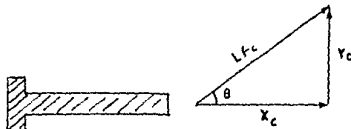


$$\theta_W = \text{TAN}^{-1} \frac{1.47 \times 20}{265} = 6.33^\circ$$

$$\text{Ang. levant. gas} = \text{arc. tan} \frac{5.25}{\text{Vel. Salida}}$$

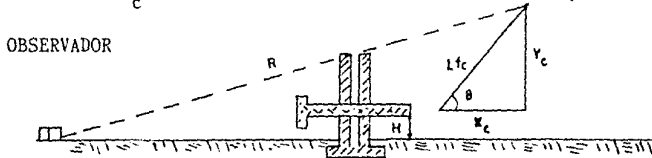
$$\theta_B = \text{TAN}^{-1} \frac{5.25}{265} = 1.13^\circ$$

$$\text{Ang. total} = 6.33 + 1.13 = 7.46 \text{ grados}$$



$$X_c = L_{f_c} \cos \theta \quad X_c = 19.30 \cos 7.46 = 19.13 \text{ pies}$$

$$Y_c = L_{f_c} \sin \theta \quad Y_c = 19.30 \sin 7.46 = 2.50 \text{ pies}$$



$$R = \sqrt{(X + X_c)^2 - (H + Y_c)^2}$$

g) Distancia radial al centro de la flama

$$R = \frac{Whc E^{(2/3)}}{4 q}$$

$$E = 0.048 \sqrt[4]{43} = 0.314$$

$$hc = 19,837 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$r = 0.79 \left(\frac{100}{85}\right)^{\frac{1}{16}} \left(\frac{100}{500}\right)^{\frac{1}{16}}$$

$$r = 0.717$$

para 3 000 BTU/Hr-pie²

$$I = \sqrt{\frac{316,157 \times 19837 \times 0.314 \times 0.717 \times 2/3}{4 \pi \times 3000}} = 157 \text{ pies} \quad (47.9 \text{ m})$$

para 1 500 BTU/Hr-pie²

$$I = \sqrt{\frac{316,157 \times 19837 \times 0.314 \times 0.717 \times 2/3}{4 \pi \times 1500}} = 222 \text{ pies} \quad (67.78 \text{ m})$$

para 440 BTU/Hr-pie²

$$I = \sqrt{\frac{316,157 \times 19837 \times 0.314 \times 0.717 \times 2/3}{4 \pi \times 440}} = 410 \text{ pies} \quad (125 \text{ m})$$

para alto viento:

$$\text{Log flama } L_f = 2 D \sqrt{\frac{\Delta P}{55}}$$

$$L_f = 2 \times 12 \sqrt{\frac{12.76}{55}} = 11.5 \text{ pies}$$

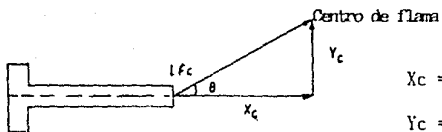
$$L_{fc} = \frac{L_f}{2} = 5.77 \text{ pies}$$

ángulo levantamiento 150 km/hr (92.2 mph)

$$\theta_w = \text{TAN}^{-1} \frac{1.47 \times 92.2}{265} = 27 \text{ grados}$$

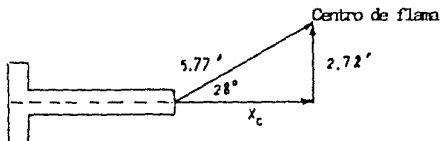
$$\theta_B = \text{TAN}^{-1} \frac{5.25}{265} = 1.13^\circ$$

$$\theta \text{ total} = 28.13^\circ$$



$$X_c = 5.77 \cos 28.13 = 5.08 \text{ pies}$$

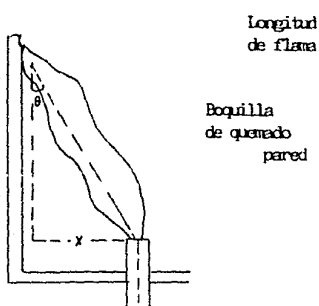
$$Y_c = 5.77 \sin 28.13 = 2.72 \text{ pies}$$



Del valor de "Yc" recordamos que la flama podrá inclinarse hasta 28° en viento alto y 7.5° a bajo viento.

Ancho de la fosa:

A bajo viento

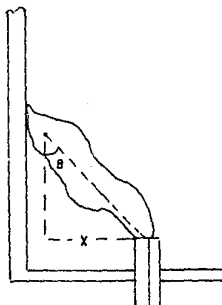


$$X = 57.81 \sin 7.5^\circ$$

$$X = 7.54 \text{ pies (2.3 m)}$$

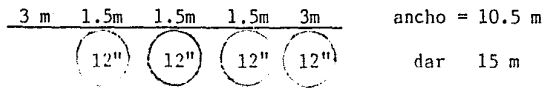
$$X = 3 \text{ m}$$

A alto viento



$$X = 11.5 \sin 28^\circ$$

$$X = 5.4 \text{ pies (1.6 m)}$$



Area de la fosa: $15 \text{ m} \times 20 \text{ m} = 300 \text{ m}^2$

Checando por volumen de quemado para $69.029 \text{ MM pie}^3/\text{día}$ se necesitan 251 m^2 con $275,000 \text{ PCSD}/\text{m}^2$.

RESUMEN

No. boquillas	4
Diámetro boquillas:	12"Ø
Velocidad boquilla:	265 pies/seg
P boquilla	12.76 pulg. agua

<u>Geometría de flama</u>	<u>Bajo viento</u>	<u>Alto viento</u>
Log. flama	57.81 pies	11.5 pies
Centro flama	19.3 pies	5.77 pies
Ang. levant.	7.46°	28.13°

Distancias radiales de la flama

Para $3\ 000 \text{ BTU}/\text{hr-pie}^2$	157 pies (47.9 m)
Para $1\ 500 \text{ BTU}/\text{hr-pie}^2$	222 pies (67.78 m)
Para $440 \text{ BTU}/\text{hr-pie}^2$	410 pies (125 m)

Dimensiones de fosa: 15 m x 20 m.

APLICACION DE LA TEORIA SOBRE QUEMADORES EN OTRAS AREAS

PROBLEMA.

Determinar la radiación emitida por un tanque incendiado que contiene 200,000 Bls de crudo, con el fin de justificar la localización de los tanques vecinos.

CONSIDERACIONES PARA EL CALCULO.

- 1.- Dimensiones del tanque: 160'Ø x 40' altura
- 2.- Tipo de tanque: atmosférico de techo cónico.
- 3.- La velocidad de quemado es de 5 a 8 pulg/hr. (Dato experimental para la kerosina).
- 4.- La radiación crítica se calcula para un viento abajo de 20 mph.
- 5.- Datos para el crudo:
 - Calor de combustión: 19,200 BTU/lb.
 - Gravedad específica: 0.85
 - Calor específico: $0.5 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$
- 6.- La temperatura inicial del crudo es de 86°F.
- 7.- La temperatura final del crudo es de 130°F "punto de inflamación" para la kerosina.
- 8.- El tanque se encuentra a 3/4 partes de su capacidad.
- 9.- Para que el cálculo sea conservador, no se considera el enfriamiento del tanque por el agua arrojada para sostener las paredes.
- 10.- Los tanques vecinos se encuentran a 35m (115 pies)

- 11.- No se considera el factor de vista sobre la masa del crudo, sino sólo sobre la placa del tanque.
- 12.- La flama llega a tener una longitud de 7 veces la altura del tanque (observación directa).
- 13.- La humedad relativa del lugar es de 85%.

PROCEDIMIENTO DE CALCULO.

1.- MASA A QUEMAR.

De acuerdo a las consideraciones hechas, en una hora se quemará:

$$\text{Area del tanque: } 0.7854 D^2 = 20,106 \text{ pies}^2$$

Volumen de quemado:

$$20,106 \text{ pies}^2 \times \frac{5 \text{ pulg}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ pie}}{12 \text{ pulg.}} = 8,377 \text{ pies}^3/\text{hr}$$

En masa será:

$$8377 \frac{\text{pies}^3}{\text{hr}} \times 0.85 \times 62.4 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} = 444,346 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

2.- EL CALOR GENERADO POR LA FLAMA ES:

$$Q = (W) \text{ (Calor de combustión)}$$

$$Q = 444346 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 19,200 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$Q = 8.5313 \times 10^9 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Calculado de otra forma:

$$Q = W hc \frac{379}{PN}$$

$$hc = 50PM + 100$$

Sustituyendo valores:

$$hc = 50 \times 142 + 100$$

$$hc = 7200 \frac{\text{BTU}}{\text{pie}^3 \text{ std}}$$

$$Q = 444,346 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 7200 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \times \frac{379}{142}$$

$$Q = 8.53 \times 10^9 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

La intensidad de calor radiado proveniente de la flama es:

$$q = \frac{r f Q}{4\pi x^2}$$

$$f = 0.20 \left(\frac{hc}{900} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$r = 0.79 \left(\frac{100}{\text{hr}} \right)^{\frac{1}{13}} \left(\frac{100}{D} \right)^{\frac{1}{16}}$$

$$hc = 50PM + 100$$

Donde:

X = Distancia radial del centro de flama, en pies

q = Intensidad de radiación, BTU/hr-pie²

f = Cantidad de calor disipado por radiación.

hc = Valor neto calorífico, BTU/pie³ std.

Q = Calor generado por la flama, BTU/hr

W = Masa quemada, lb/hr

PM = Peso molecular del gas

r = Cantidad de calor absorbida por la atmósfera

Hr = Humedad relativa

D = Distancia al área radiada, pies.

3.- CALCULO DE LAS DISTANCIAS RADIALES

$$f = 0.20 \left(\frac{7200}{900} \right)^{\frac{1}{2}} ; f = 0.56$$

$$r = 0.79 \left(\frac{100}{85} \right)^{\frac{1}{16}} \left(\frac{100}{115} \right)^{\frac{1}{16}}$$

$$r = 0.79$$

Las distancias radiales para los valores clásicos de intensidad de radiación se calcularon con la ecuación

$$X = \left(\frac{r f Q}{4 \pi q} \right)^{1/2}$$

Y se resumen en la forma siguiente:

<u>Intensidad</u> <u>BTU/hr - pie²</u>	<u>Valor</u> <u>limite para</u>	<u>Distancia</u> <u>radial, pies</u>
3 000	equipo	316 (96 m)
1 500	personal corta exposición	447 (136 m)
440	personal exposi- ción constante	826 (251 m)

Calculado en la misma forma, el valor de intensidad de radiación el tanque vecino es:

$$\text{Cuando } X = \sqrt{195^2 + 180^2} = 265$$

$$q = \frac{0.56 \times 0.79 \times 8.53 \times 10^9}{4 \pi \times 265^2}$$

$$q = 4276 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} - \text{pie}^2}$$

4.- CALCULO DEL TIEMPO "θ"

Tiempo necesario para que el contenido del tanque vecino alcance la temperatura de 120°F (punto de inflamación).

Información disponible:

$$\text{radiación recibida: } 4276 \frac{\text{BTU}}{\text{hr-pie}^2}$$

temp. inicial: 86°F

temp. final: 130°F

TIEMPO NECESARIO EN HORAS:

$$\theta = q_R/q$$

Donde:

q_R = Calor requerido por unidad de área, BTU/pie²

q = Calor recibido, $\frac{\text{BTU}}{\text{hr-pie}^2}$

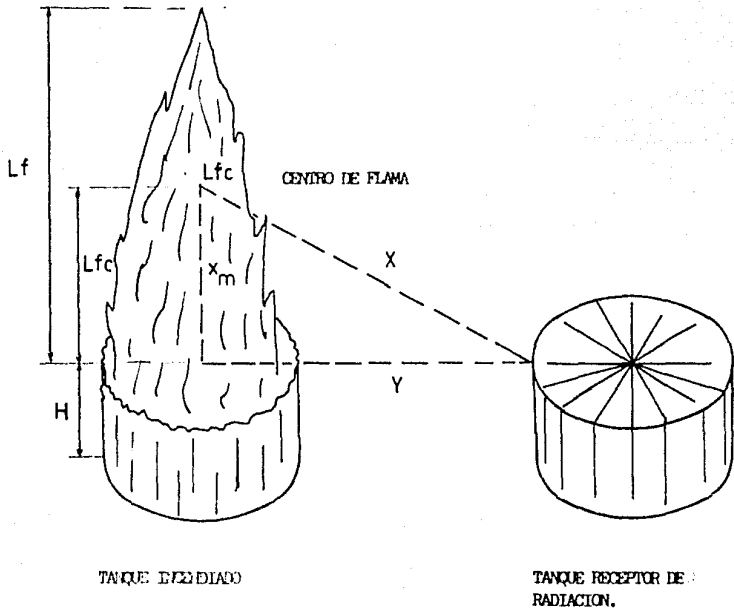
BALANCE DE ENERGIA

Para obtener el calor requerido es necesario hacer un balance de los calores que influyen al sistema.

$$q_R = q_p + q_T + q_L$$

4.- GEOMETRIA DEL SISTEMA

L_f = Longitud de la flama
 L_{fc} = Centro de la flama
 H = Altura del tanque
 X_m = $L_{fc} + H$
 x = Distancias radiales
 y = Distancia entre centro de flama y tanque receptor



$L_f = 280'$ (85m.)
 $L_{fc} = 280'/2 = 140$ (42.6 m)
 $H = 40'$
 $X_m = 180'$ (54.8 m)
 $y = 195'$ (59m)

Donde:

q_P = Calor requerido por el producto para llegar a la temperatura de 130°F desde 86°F.

q_T = Calor requerido por la placa del tanque, por pie², para llegar a 130°F desde 86°F.

q_L = Calor perdido por la superficie del tanque por pie² de área.

CALCULO DE q_P

$$q_P = m C_p t$$

m = masa del crudo, lbs.

$$C_p = \text{Calor específico a presión constante, } \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

T = Diferencia de temperaturas, °F

Sustituyendo valores:

La masa del crudo a 3/4 decapacidad del tanque, es:

$$m = p \times V$$

$$m = 53.04 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \times 80^2 \times 0.75 \times 40 \text{ pies}^3$$

$$m = 31.992 \times 10^6 \text{ libras}$$

$$q_P = 31.992 \times 10^6 \text{ lbs} \times 0.5 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 44^\circ\text{F}$$

$$q_P = 7.038 \times 10^8 \text{ BTU} = 703.84 \times 10^6 \text{ BTU}$$

Cálculo de q_T

$$q_T = m C_p t$$

$$C_p = 0.1079 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

m = placa envolvente + placa del techo

$$m = 650,000 \text{ kgs} \times \frac{2.2}{*g} \text{ lb}$$

$$m = 1\,430\,000 \text{ lbs}$$

$$q_T = 1,430,000 \text{ lbs} \times 0.1079 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} \times 44$$

$$q_T = 6.789 \times 10^6 \text{ BTU}$$

Cálculo de q_L

Coefficiente para pérdidas por convección:

$$hc = 0.3 \quad t^{0.25}$$

$$hc = 0.3 \times 44^{0.25}$$

$$hc = 0.77 \frac{\text{BTU}}{\text{hr pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Coefficiente para pérdidas por radiación.

$$hr = \frac{0.173 \times E \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_1}{100} \right)^4}{T_2 - T_1}$$

$$hr = \frac{0.173 \times 0.8 \left(\frac{130+460}{100} \right)^4 - \left(\frac{86+460}{100} \right)^4}{(130 + 460) - (86 + 460)}$$

$$hr = 1.016 \frac{\text{BTU}}{\text{hr-pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Coefficiente para pérdidas totales de calor.

$$h_c = hc + hr$$

$$h_T = 0.77 + 1.016$$

$$h_T = 1.786 \frac{\text{BTU}}{\text{hr-pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Pérdidas de calor en la envolvente:

$$\text{Area envolvente} = \pi \times 160 \times 40 = 20106 \text{ pies}^2$$

$$q_{\text{env}} = 1.786 \times A_{\text{env}} \times \Delta t$$

$$q_{\text{env}} = 1.786 \times 44 \times 20106$$

$$q_{\text{env}} = 1.58 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Pérdidas de calor en el techo:

$$q_{\text{techo}} = 0.7854 D^2 (1.85 \text{ t})$$

$$q_{\text{techo}} = 0.7854 \times 80^2 (1.85 \times 44)$$

$$q_{\text{techo}} = 0.409 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$\text{Calor total perdido} = 1.58 \times 10^6 + 0.409 \times 10^6$$

$$q_{\text{total}} = 1.989 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

EL BALANCE DE ENERGIA SERA:

Calor necesario para la masa del crudo, q_p	=	703.84×10^6
Calor necesario para la placa del tanque q_T	=	6.789×10^6
Calor total perdido q_L	=	1.989×10^6
Calor requerido q_R	=	$712.618 \times 10^6 \text{ BTU}$

FACTOR DE CORRECCION PARA EL CALCULO.

CALCULO DEL FACTOR VISION:

Para encontrar el calor requerido por pie² de área de transferencia, es necesario proyectar el área del tanque sobre un plano per-

pendicular a la trayectoria de la radiación desde el centro de la flama.

La proyección del área se hace en dos pasos:

- a) Proyección del cuerpo
- b) Proyección del techo.

A) PROYECCION DEL CUERPO

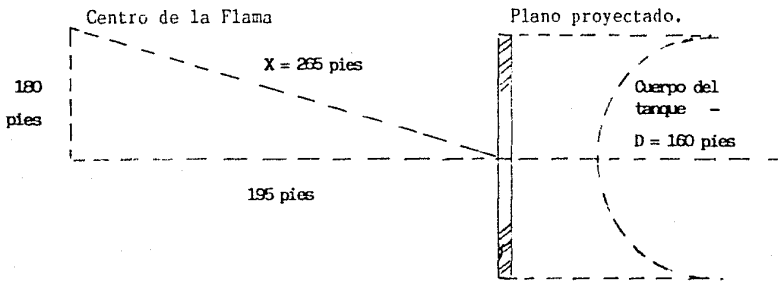
Visto desde el centro de la flama se puede decir que la radiación sólo incide en la mitad del cuerpo del tanque.

La Proyección del cuerpo es:

1er paso: proyección del cuerpo sobre un plano.

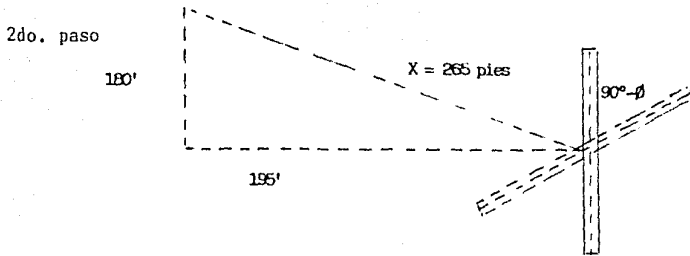
2do paso: inclinación del plano del 1er paso hasta un ángulo tal que resulte perpendicular a la radiación de la flama.

1er paso.



Superficie proyectada:

$$A = 160' \times 40' = 6400 \text{ pies}^2$$



Superficie corregida a la radiación y factor de visión para la envolvente.

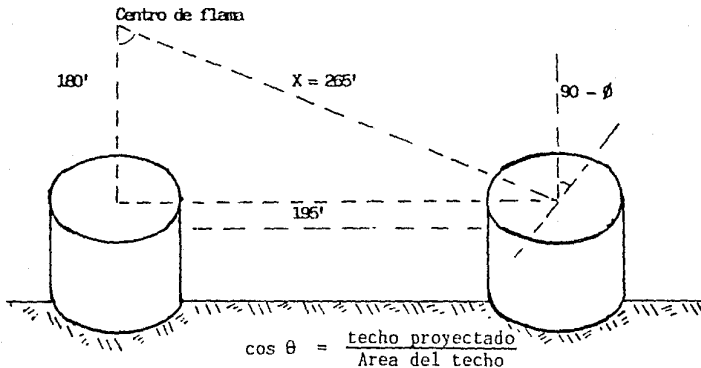
$$S_c = 6400 \cos (90-\theta)$$

$$\text{sen } \theta = \frac{195}{265}$$

$$\text{sen } \theta = 0.7358$$

$$S_c = 6100 \times 0.7358 = 4709 \text{ pies}^2$$

B) PROYECCION DEL TECHO



$$\text{Techo proyectado} = \pi \times 80^2 \cos \theta$$

$$\text{techo proyectado} = 20,106 \times \frac{180}{265}$$

$$\text{Techo proyectado} = 13,657 \text{ pies}^2$$

$$\text{Area total corregida} = \text{Area corregida cuerpo} + \text{Area corregida techo}$$

$$\text{Envolvente corregida} = 4709 \text{ pies}^2$$

$$\begin{aligned} \text{techo corregido} &= \frac{13657 \text{ pies}^2}{18366 \text{ pies}^2} \end{aligned}$$

$$\text{FACTOR DE VISION} = \frac{\text{Area corregida}}{\text{Area total}}$$

$$A_{\text{Total}} = \frac{A_{\text{env.}}}{2} + A_{\text{techo}}$$

$$\frac{A_{\text{env}}}{2} = \frac{\pi \times D \times l}{2} = \frac{\pi \times 160 \times 40}{2} = 10080 \text{ pies}^2$$

$$A_{\text{techo}} = \pi r^2 = \pi \times 80^2 = 20160 \text{ pies}^2$$

$$A_t = 30\,240 \text{ pies}^2$$

$$\text{Factor de visión} = \frac{18\,366}{30\,240}$$

$$F_v = 0.6073$$

Calor necesario por unidad de área corregida para llegar a la temperatura de vaporización.

$$\frac{Q}{A_{\text{corr}}} = \frac{712,618 \times 10^6}{18\,366} = 38\,800 \frac{\text{BTU}}{\text{pie}^2}$$

TIEMPO REQUERIDO PARA ALCANZAR LA TEMPERATURA DE VAPORIZACION.

$$t = \frac{\text{Calor necesario por pie}^2 \text{ de área corregida}}{\text{Calor recibido}}$$

$$t = \frac{38\,800}{4276} \frac{\text{BTU/pie}^2}{\text{BTU/hr-pie}^2}$$

$$T = 9.07 \text{ horas.}$$

Lo que quiere decir que si el incendio dura 9 horas, el tanque ve
cino estará en peligro de incendiarse.

La figura C-2 y la tabla C-1 nos dan una idea sobre el aumento de
temperatura por la radiación recibida, respecto al tiempo transcu
rrido.

TABLA C-1

Aumento de Temperatura	°F T	BTU q _p X 10 ⁶	BTU q _t X 10 ⁶	BTU q _L X 10 ⁶	BTU q _R X 10 ⁶ *	BTU q/pie ² A Cor	Tiempo hrs.
86 a 110	24	383.9	3.703	1.007	387.7	21109	4.93
85 a 115	29	463.8	4.474	1.241	468.71	25520	5.96
86 a 120	34	543.8	5.246	1.485	550.53	29975	7.01
86 a 125	39	623.8	6.017	1.729	631.54	34386	8.04
86 a 130	44	703.84	6.789	1.994	712.62	38800	9.07
86 a 135	49	783.51	7.560	2.249	793.31	43194	10.10
86 a 140	54	863.34	8.332	2.516	874.18	47597	11.13

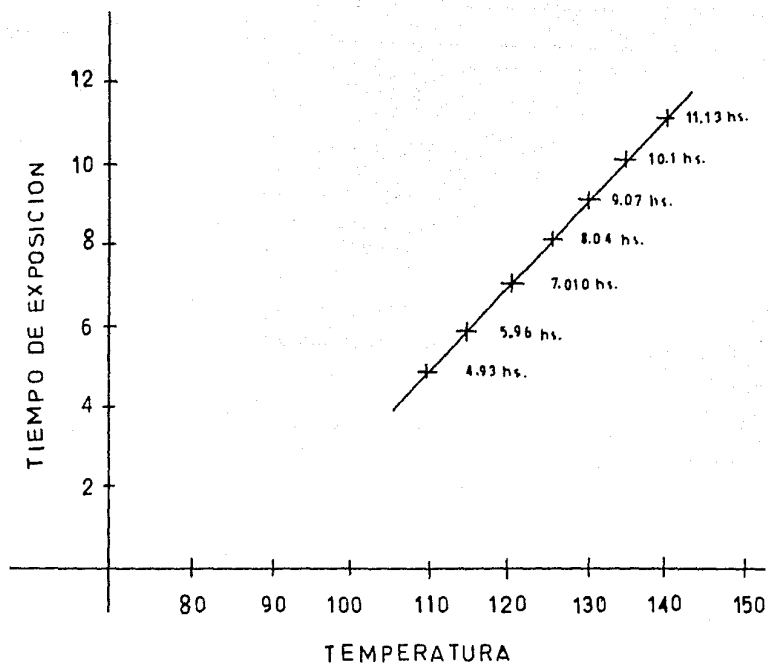


FIG. No. C - 2 ALMENTO DE TEMPERATURA DEBIDO AL ALMENTO DE LA RADIACION RECIBIDA SOBRE UN TANQUE, SOBRE UN TANQUE CERCANO AL QUEMADOR, EN FUNCION DEL TIEMPO TRANSCURRIDO.

APENDICE B

PERDIDA DE CALOR EN UNA LINEA AL AIRE

A continuación se resume un método por prueba y error.

Calor transferido por la tubería al medio ambiente.

$$dq_A = K (T_o - T_A) dL$$

Calor transferido por el fluido.

$$dq_B = W C_p dT_o$$

Suponiendo A = B

$$K (T_o - T_A) dL = -W C_p dT_o$$

Agrupando.

$$-\frac{K}{W C_p} dL = \frac{dT_o}{T_o - T_A}$$

$$-\frac{K}{W C_p} \int_{L_o}^{L_f} dL = \int_{T_{oi}}^{T_{of}} \frac{dT_o}{T_o - T_A}$$

$$\text{Integrando: } -\frac{K}{W C_p} (L_f - L_o) = \ln \frac{T_{of} - T_A}{T_{oi} - T_A}$$

Donde:

L_f = Longitud final de la tubería, pies

L_o = Longitud inicial en la tubería, pies

W = Flujo de la tubería, lbs/hr

- K = Factor de transferencia de calor al medio ambiente, BTU/hr-pie²-°F
- T_{of} = Temperatura final del fluido en la tubería, °F
- T_{oi} = Temperatura inicial del fluido en la tubería, °F
- T_A = Temperatura del medio ambiente, °F
- C_p = Calor específico promedio del fluido, BTU/lb-°F

Cálculo del factor K

Las conductancias del sistema son:

- a) Fluido en la tubería

$$q = h_L \pi D_o (T_o - T'_o)$$

- b) Aislante térmico.

$$q = \frac{2 \pi k \text{ aisl.}}{\ln \frac{D_i}{D_o}} (T_o - T'_o)$$

- c) Medio ambiente (radiación y convección)

$$q = h_A D_i (T_o'' - T_A)$$

- d) Pared de la tubería.

$$q = \frac{2 \pi k b}{\ln \frac{D_i}{D_o}} (T_o - T'_o)$$

Donde:

- q = 1/unidad de resistencia, BTU/hr-pie²-°F
también llamado coeficiente de superficie de transferencia de calor.

Y el valor de K es:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{h_L \pi D_o} + \frac{1}{2 \pi k \text{ aisl.}} + \frac{1}{h_A \pi D_1} + \frac{1}{2 \pi k b}}$$

Generalmente las líneas de desfogue no son aisladas por lo que el inciso (b) se desprecia.

$h_A = h_{ef} + h_r =$ Convección forzada (aire en movimiento) + radiación.

$$h_r = 0.173 (E) \frac{\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_A}{100}\right)^4}{T_1 - T_A}$$

$T_A =$ Temperatura de la superficie receptora, °R

$T_1 =$ Temperatura superficie emisora, °R, $T_1 = T_0$

$E =$ Coeficiente de grado de emisión.

$h_r =$ Coeficiente de transferencia de calor por radiación, BTU/hr-pie²-°F

$h_A =$ Coeficiente de transferencia de calor en el aire, BTU/hr-pie²-°F

$h_L =$ Coeficiente de transferencia de calor en el fluido, BTU/hr-pie²-°F

$h_{cf} =$ Coeficiente de transferencia de calor por convección forzada, BTU/hr-pie²-°F

$D_i =$ Diámetro interior de la tubería, pies

$D_o =$ Diámetro exterior de la tubería, pies.

$$h_{cf} = 29,9748 \left[\frac{\Delta T}{d_1} \right]^{1/4} \left[\frac{k' C_p \mu}{\gamma} \right]^{1/4} F \left[1.28 v + 1 \right]^{1/2}$$

$$T = T_1 - T_A, \text{ °F}$$

d_1 = Diámetro exterior tubo, pulg.

Propiedades del aire a condiciones de película.

k = Conductividad térmica, BTU/hr-pie²-°F/pie

C_p = Calor específico, BTU/lb-°F

μ = Viscosidad absoluta, lib/pie-hr

ν = Viscosidad cinemática, $\frac{\mu}{\rho}$, cks.

V = Velocidad del viento, millas/hr.

$$h_L = 0.027 (Rc)^{0.8} (Pr)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \frac{k}{Di} \frac{di}{do}$$

o bien:

$$h_L = 0.027 \left(\frac{DiG}{\mu}\right)^{0.8} \left(\frac{C_p\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \left(\frac{k}{Di}\right) \left(\frac{di}{Do}\right)$$

Donde:

h_1 = Coeficiente transferencia de calor para el fluido dentro del tubo, BTU/hr-pie²-°F

Di = Diámetro interior de la tubería, pies.

μ = Viscosidad del fluido dentro del tubo a la temperatura ponderada. $C_p \times 2.42 = \text{lb/pie-hr}$

C_p = Calor específico del fluido dentro del tubo, BTU/lb-°F.

k = Conductividad térmica del fluido, BTU/hr-pie²-°F/pie.

G = Masa-velocidad, lb/hr-pie² (Flujo por sección transv.)

μ_w = Viscosidad en la pared del tubo, lb/pie-hr.

$$\frac{\mu}{\mu_w} = 1$$

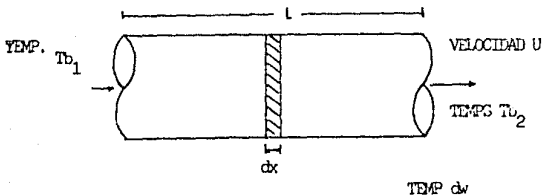
APENDICE C

GANANCIA DE CALOR DE UNA LINEA QUE CONDUCE UN FLUIDO FRIO,
DEBIDO AL MEDIO AMBIENTE

En un cabezal de desfogue que conduce un fluido frío (-20°F y menor), es esencial calcular el perfil de temperatura, con el fin de decidir los materiales a emplear en la tubería, el tipo de quemador y su diseño, el tipo de sello para prevención del retroceso de la flama, etc.

El perfil de temperatura (Fig. 49) se obtiene calculando de tramo en tramo la temperatura que va ganando el fluido al medio ambiente.

La figura de abajo considera un fluido que fluye en una tubería de longitud L , donde la temperatura T_w , de la pared se mantiene constante. El fluido entra a la temperatura T_{b1} , y sale a la temperatura T_{b2} .



Se considera un elemento diferencial de longitud dx , la temperatura del fluido es T_b , y el factor de fricción es f .

La discusión de las fórmulas matemáticas queda fuera del alcance de es-

ta obra, sólo se da como referencia el libro de Knudsen y Katz: "Dinámica de los fluidos y transferencia de calor", editado por Chemical Engineer Series.

La fórmula de la ganancia de calor tiene como base las analogías siguientes:

<u>Fórmula</u>	<u>Nombre</u>	<u>Significado</u>
$\frac{hL}{k}$	Nusselt (Nu)	Relación de gradientes térmicos.
$\frac{C_p \mu}{k}$	Prandtl (Pr)	<u>Grado de difusión molecular del momentum</u> Grado de difusión molecular del calor
$\frac{h}{C_p \rho V}$	Stanton (St)	<u>Régimen de la Transf. de Calor en la pared</u> Transf. calor por convección
$\frac{d_w \rho V}{\mu}$	Reynolds (Re)	Régimen al cual se transporta el fluido.

tenemos:

a) Analogía de Reynolds.

$$\frac{C_p (T_w - T_b)}{q_w / A_w} = \frac{V}{r_w g c / \rho}$$

b) La analogía de Reynolds predice que el número de Stanton es la mitad del factor de fricción de Fanning.

$$St = \frac{Nu}{Re} \quad \text{y además} \quad S_t = \frac{\frac{f}{2}}{1 + \frac{V}{u} (Pr - 1)}$$

c) Analogía de Nusselt

$$Nu = \frac{(f/2) Re Pr}{1 + 5 \sqrt{f/2} (Pr-1)}$$

d) Analogía de Prandt

$$U + \frac{V \delta (Pr-1)}{U^2 \left(\frac{f}{2}\right)} = \frac{C_p \rho}{h}$$

e) De la Fig. anterior y haciendo un balance de calor del elemento dx:

$$\frac{\pi d' w}{4} U c_p \rho \quad dT_b = h \pi' dw (T_w - T_b) dx$$

f) Combinando la analogía de Nusselt y la ecuación del inciso e), podemos calcular la ganancia térmica.

$$In \frac{T_w - T_{b1}}{T_w - T_{b2}} = \frac{2fL}{dw} \frac{1}{1 + 5 \sqrt{f/2} (Pr-1)}$$

Simbología:

L = Longitud del tubo, pulgadas.

T_b = Temperatura del fluido, °F

T_{b1} = Temperatura inicial del fluido, °F

T_{b2} = Temperatura final del fluido, °F

V = Velocidad del fluido, pies/seg.

V_i = Velocidad en una capa laminar, pies/seg.

h = Coeficiente de transferencia de calor, BTU/hr-pie²-°F

k = Conductividad térmica BTU/hr-pie²-°F/pie.

C_p = Calor específico a presión constante, BTU/lb-°F

μ = Viscosidad lb/pie-hr; lib/pie-seg.

ρ = Densidad, lib/pie³

T_w = Temperatura de la pared, °F

qw = Régimen de transferencia de calor, BTU/hr.

A_w = Area de la superficie en contacto con el fluido, pies²

r_w = Radio interno del tubo, pies.

g_c = Constante gravitacional, pies/seg²

f = Factor de fricción.

d_w = Diámetro interno del tubo, pulgadas.

TEMPERATURA
T (°F)

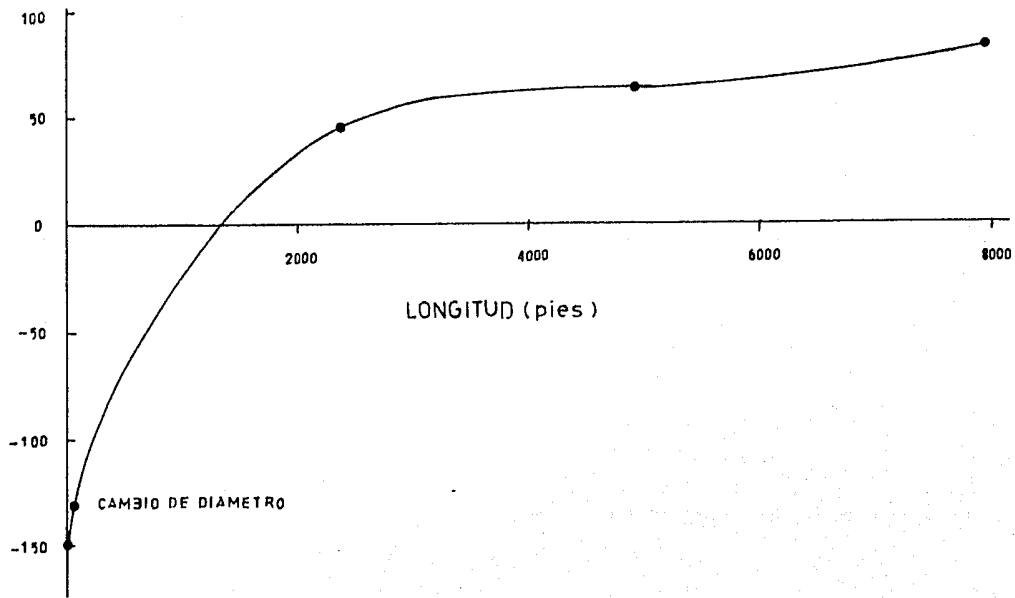


FIG. No.49 GRADIENTE DE TEMPERATURA

APENDICE D

PROPIEDADES DE GASES NOCIVOS Y OLOROSOS

Concentración de olor
más detectable.

Possible compuesto contaminado	Peso Molecular	Densidad (Aire = 1)	Pto. de ebullición (Fahrenheit)	Miligramos por litro	Partes por Millón.	Primer efecto fisiológico de exposición prolongada en altas concentraciones.
Acetaldehído	44.03	2.14	68	0.71	0.36	Irritante
Acetona	58.05	2.00	133	4.10	1.60	Irritante, anestesico
Acidos						
Acético	60.03	2.07	245	7.00	2.60	Irritante
Butírico	88.5	3.04	324	9.40	2.40	Nauseabundo
Clorhídrico	36.47	1.26	- 121	Irritante
Fluorhídrico	20.01	0.69	67	Irritante
Alcoholes						
Metílico	32.03	1.11	143	500.00	410.00	Anestesico, cegador
Etilico	45.04	1.55	173			Ligeramente irritante, anestesico
Propílico	60.06	2.07	207	5.10	1.90	Anestesico
Isopropílico	60.06	2.07	180	Anestesico
n - Butílico	74.08	2.56	244	Ligeramente irritante
Isobutílico	74.08	2.56	226	0.0099	0.0030	Ligeramente irritante
Amílico	88.10	3.04	280	240.00	63.00	Irritante
Isocamílico	88.10	3.04	270	0.0010	0.0026	Ligeramente irritante
Amoniaco	17.03	0.58	- 28	40.00	53.00	Irritante
Cloro	70.91	2.44	- 30	11.00	3.44	Irritante
Ether	74.08	2.56	94	0.76	0.23	Anestesico
Hidrocarburos						
Parafina						
Metano	16.04	0.555	- 258.7	No detectable		Anestesico
Etano	30.07	1.046	- 127.5	No detectable		Anestesico
Propano	44.09	1.547	- 43.7	No detectable		Anestesico
n-butano	58.12	2.071	31.1	No detectable		Anestesico
Isobutano	58.12	2.067	10.9	No detectable		Anestesico
n-pentano	72.15	2.4906	96.9	No detectable		Anestesico
Isopentano	72.15	2.4906	82.2	No detectable		Anestesico
Olefinas						
Etileno	28.05	0.9684	- 154.7	No detectable		Anestesico

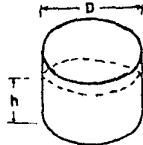
APENDICE D (CONT.)

Posible compuesto contaminado	Peso Molecular	Densidad (Aire = 1)	Pto. de ebullición (Fahrenheit)	Concentración de olor más detectable.		Primer efecto fisiológico de exposición prolongada en altas concentraciones.
				Miligramos por litro	Partes por Millón	
Propileno	42.08	1.4526	- 53.9	No detectable		Anestésico
n-Butileno	56.10	1.9368	20.7	No detectable		Anestésico
Isobutileno	56.10	1.9368	19.6	No detectable		Anestésico
Ciclopropileno	70.13	2.4211	120.7	No detectable		Anestésico
Aromaticos						
Benzeno	78.05	2.70	176	5.20	1.50	Neuro-irritante, anestésico
Tolueno	92.05	3.18	231	0.19	0.48	Anestésico
Oxileno	106.03	3.66	291	0.81	0.17	Anestésico
Mercaptano						
Metilo	48.10	1.66	46	0.0010	0.0410	Nauseabundo
Etilo	62.11	2.14	95	0.0072	0.0028	Nauseabundo
n-Propilo	76.13	2.62	153	0.0050	0.0016	Nauseabundo
n-Butilo	90.14	3.11	208	0.0037	0.0010	Nauseabundo
Isobutilo	90.14	3.11	190	Nauseabundo
n-Amilo	104.16	3.59	265	0.0018	0.0043	Nauseabundo
Fenol	94.05	3.24	358	1.20	0.29	Nauseabundo
oCresol	108.9	3.73	375	0.92	0.19
Piridina	102.08	3.73	240	35.0	10.00	Irritante
Sulfuros						
Hidrógeno	34.08	1.18	- 75	1.50	1.00	Irritante, asfijante
Metilo	62.11	4.14	97	0.094	0.0037
Etilo	90.14	3.11	197	0.00023	0.000056	Nauseabundo
Propilo	118.18	4.08	288	0.053	0.011
n-Butilo	146.20	5.06	361	0.0069	0.015
n-Amilo	146.20	5.06	340
Amilo	174.23	6.01	421	1.50	0.20	Irritante.
Bióxido de sulfuro	64.7	2.21	14	8.60	3.00	Irritante
Trióxido de sulfuro	80.06	2.75	112	Irritante

APENDICE F

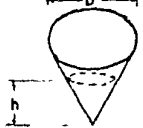
TIEMPO REQUERIDO PARA VACIAR UN RECIPIENTE

A) CILINDRO VERTICAL



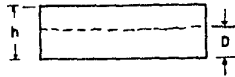
$$t = \frac{\pi D^2 \sqrt{h}}{\sqrt{8} C_d A_n \sqrt{g}}$$

B) CONICO



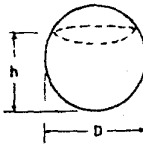
$$t = \frac{\sqrt{2} \pi \tan^2 \theta h^{3/2}}{5 C_d A_n \sqrt{g}}$$

C) CILINDRO HORIZONTAL



$$t = \frac{\sqrt{8} L \left[D^{3/2} - (D-h)^{3/2} \right]}{3 C_d A_n \sqrt{g}}$$

D) ESFERICO



$$t = \frac{\sqrt{2} \pi h^{3/2} (D - 3/5 h)}{3 C_d A_n \sqrt{g}}$$

A_n = AREA DEL ORIFICIO, Pies²

g = 32.2 Pies/seg²

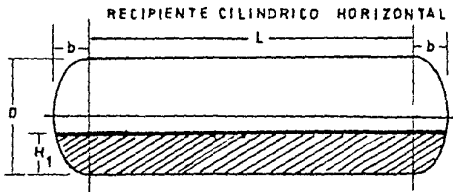
t = TIEMPO DE VACIADO, seg

C_d = 0.61 PARA UN ORIFICIO CONICO DE DERRAME

0.80 PARA UN TUBO INTERNO

0.98 PARA UN ORIFICIO REDONDEADO

VOLUMEN PARCIAL EN RECIPIENTES CON CABEZAS ELIPSOIDALES O HEMISFERICAS.



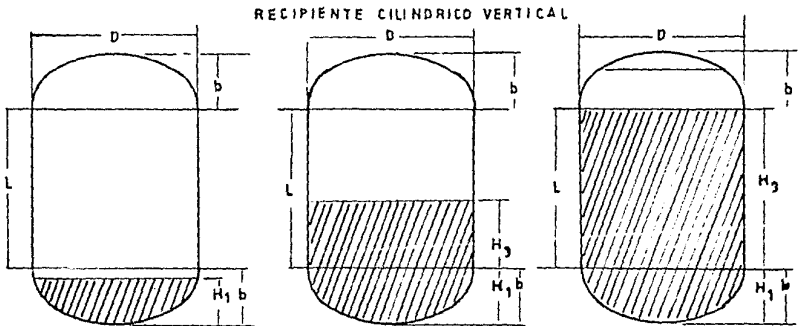
VOLUMEN TOTAL = VOLUMEN DE 2 CABEZAS + VOLUMEN DEL CILINDRO
 $= 1/6\pi K D^3 + 1/4\pi D^2 L$

$K = 2b/D$ $Z_e = H_1/D$ $Z_c = H_1/D$

VOLUMEN PARCIAL = $1/6\pi K D^3 f(Z_e) + 1/4\pi D^2 L f(Z_c)$

$f(Z_e)$ = COEFICIENTE ELIPSOIDAL (VER TABLA F-3)

$f(Z_c)$ = COEFICIENTE CILINDRICO HORIZONTAL (VER TABLA F-2)



VOLUMEN TOTAL = VOLUMEN DE 2 CABEZAS + VOLUMEN DEL CILINDRO
 $= 1/6\pi K D^3 + 1/4\pi D L$

VOLUMEN PARCIAL = $1/6\pi K D^3 f(Z_e) + 1/4\pi D^2 H_2$

$Z_e = (H_1 + H_2)/KD$; $f(Z_e)$ = COEFICIENTE ELIPSOIDAL

COEFICIENTE PARA VOLUMENES PARCIALES DE CILINDROS HORIZONTALES, $f(Z_c)$

Z_c	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.00	.000000	.000053	.000151	.000279	.000429	.000000	.000788	.000992	.001212	.001445
.01	.001692	.001952	.002223	.002507	.002800	.003104	.003419	.003743	.004077	.004421
.02	.004773	.005134	.005503	.005881	.006267	.006656	.007061	.007470	.007880	.008310
.03	.008742	.009179	.009625	.010076	.010534	.010889	.011470	.011947	.012432	.012920
.04	.013417	.013919	.014427	.014940	.015459	.015985	.016515	.017052	.017593	.018141
.05	.018692	.019250	.019813	.020382	.020955	.021533	.022115	.022703	.023296	.023894
.06	.024496	.025103	.025715	.026331	.026952	.027578	.028208	.028842	.029481	.030124
.07	.030772	.031424	.032081	.032740	.033405	.034073	.034747	.035423	.036104	.036789
.08	.037478	.038171	.038867	.039569	.040273	.040981	.041694	.042410	.043129	.043852
.09	.044579	.045310	.046043	.046782	.047523	.048268	.049017	.049768	.050524	.051283
.10	.052044	.052810	.053579	.054351	.055126	.055905	.056688	.057474	.058262	.059054
.11	.059850	.060648	.061449	.062253	.063062	.063872	.064687	.065503	.066323	.067147
.12	.067972	.068802	.069633	.070469	.071307	.072147	.072991	.073836	.074686	.075539
.13	.076393	.077251	.078112	.078975	.079844	.080709	.081581	.082456	.083332	.084212
.14	.085094	.085979	.086866	.087756	.088650	.089545	.090443	.091343	.092246	.093153
.15	.094061	.094971	.095884	.096799	.097717	.098638	.099560	.100486	.101414	.102343
.16	.103275	.104211	.105147	.106087	.107029	.107973	.108920	.109869	.110820	.111773
.17	.112728	.113686	.114646	.115607	.116572	.117538	.118506	.119477	.120450	.121425
.18	.122403	.123382	.124364	.125347	.126333	.127321	.128310	.129302	.130296	.131292
.19	.132290	.133291	.134292	.135296	.136302	.137310	.138320	.139332	.140345	.141361
.20	.142378	.143398	.144419	.145443	.146468	.147494	.148524	.149554	.150587	.151622
.21	.152659	.153697	.154737	.155779	.156822	.157867	.158915	.159963	.161013	.162066
.22	.163120	.164176	.165233	.166292	.167353	.168416	.169480	.170546	.171613	.172682
.23	.173753	.174825	.175900	.176976	.178053	.179131	.180212	.181294	.182378	.183463
.24	.184550	.185639	.186729	.187820	.188912	.190007	.191102	.192200	.193299	.194400
.25	.195501	.196604	.197709	.198814	.199922	.201031	.202141	.203253	.204368	.205483
.26	.206600	.207718	.208837	.209957	.211079	.212202	.213326	.214453	.215580	.216708
.27	.217839	.218970	.220192	.221235	.222371	.223507	.224645	.225783	.226921	.228085
.28	.229209	.230332	.231499	.232044	.233791	.234941	.236091	.237242	.238395	.239548
.29	.240703	.241859	.243016	.244173	.245333	.246494	.247655	.248819	.249983	.251148
.30	.252315	.253483	.254652	.255822	.256992	.258165	.259338	.260512	.261687	.262863
.31	.264039	.265218	.266397	.267578	.268760	.269942	.271126	.272310	.273495	.274682
.32	.275869	.277058	.278247	.279437	.280627	.281820	.283013	.284207	.285401	.286598
.33	.287795	.288992	.290191	.291390	.292591	.293793	.294995	.296198	.297403	.298605
.34	.299814	.301021	.302228	.303438	.304646	.305857	.307068	.308280	.309492	.310705
.35	.311918	.313134	.314350	.315566	.316783	.318001	.319219	.320439	.321660	.322881
.36	.324104	.325326	.326550	.327774	.328999	.330225	.331451	.332678	.333905	.335134
.37	.336363	.337593	.338823	.340054	.341286	.342519	.343751	.344985	.346220	.347455
.38	.348690	.349926	.351164	.352402	.353640	.354879	.356119	.357359	.358599	.359840
.39	.361082	.362325	.363568	.364811	.366056	.367300	.368545	.369790	.371036	.372282
.40	.373530	.374778	.376026	.377275	.378524	.379774	.381024	.382274	.383526	.384778
.41	.386030	.387283	.388537	.389790	.391044	.392298	.393553	.394808	.396063	.397320
.42	.398577	.399834	.401092	.402350	.403608	.404866	.406125	.407384	.408645	.409904
.43	.411165	.412426	.413687	.414949	.416211	.417473	.418736	.420000	.421261	.422525
.44	.423788	.425052	.426316	.427582	.428846	.430112	.431378	.432645	.433911	.435178
.45	.436465	.437712	.438979	.440246	.441514	.442782	.444050	.445318	.446587	.447857

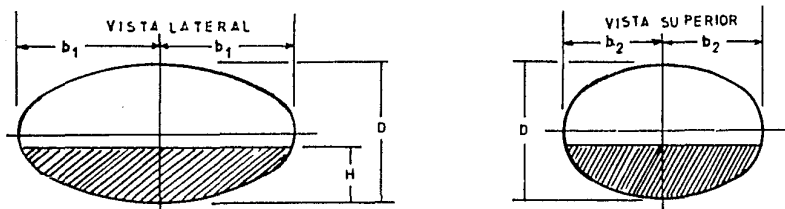
COEFICIENTES PARA VOLUMENES PARCIALES DE CILINDROS HORIZONTALES, $f(Z_c)$

Z_c	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.46	.449125	.450394	.451663	.452932	.454201	.455472	.450741	.458012	.459283	.460554
.47	.461825	.463096	.464367	.465638	.466910	.468182	.469453	.470725	.471997	.473269
.48	.474541	.475814	.477086	.478358	.479631	.480903	.482176	.483449	.484722	.485995
.49	.487269	.488542	.489814	.491087	.492360	.493633	.494906	.496179	.497452	.498726
.50	.500000	.501274	.502548	.503821	.505094	.506367	.507640	.508913	.510186	.511458
.51	.512731	.514005	.515278	.516551	.517824	.519097	.520369	.521642	.522914	.524186
.52	.525459	.526731	.528003	.529275	.530547	.531818	.533090	.534362	.535633	.536904
.53	.538175	.539446	.540717	.541988	.543259	.544528	.545799	.547068	.548337	.549606
.54	.550875	.552143	.553413	.554682	.555950	.557218	.558486	.559754	.561021	.562288
.55	.563555	.564822	.566089	.567355	.568622	.569888	.571154	.572418	.573684	.574948
.56	.576212	.577475	.578739	.580002	.581264	.582527	.583789	.585051	.586313	.587574
.57	.588835	.590096	.591355	.592616	.593875	.595134	.596392	.597650	.598908	.600166
.58	.601423	.602680	.603937	.605192	.606447	.607702	.608956	.610210	.611463	.612717
.59	.613970	.615222	.616474	.617726	.618976	.620226	.621476	.622725	.623974	.625222
.60	.626470	.627718	.628964	.630210	.631455	.632700	.633944	.635189	.636432	.637675
.61	.638918	.640160	.641401	.642641	.643881	.645121	.646360	.647598	.648836	.650074
.62	.651310	.652545	.653780	.655015	.656249	.657481	.658714	.659946	.661177	.662407
.63	.663637	.664866	.666095	.667322	.668549	.669775	.671001	.672226	.673450	.674674
.64	.675896	.677119	.678340	.679561	.680781	.681999	.683217	.684434	.685650	.686866
.65	.688082	.689295	.690508	.691720	.692932	.694143	.695354	.696562	.697772	.698979
.66	.700186	.701392	.702597	.703802	.705005	.706207	.707409	.708610	.709809	.711008
.67	.712205	.713402	.714599	.715793	.716987	.718180	.719373	.720563	.721753	.722942
.68	.724131	.725318	.726505	.727690	.728874	.730058	.731240	.732422	.733603	.734782
.69	.735961	.737137	.738313	.739488	.740662	.741835	.743008	.744178	.745348	.746517
.70	.747685	.748852	.750017	.751181	.752345	.753506	.754667	.755827	.756984	.758141
.71	.759297	.760452	.761605	.762756	.763909	.765059	.766209	.767356	.768502	.769648
.72	.770791	.771935	.773078	.774217	.775335	.776493	.777629	.778768	.779908	.781030
.73	.782161	.783292	.784420	.785547	.786674	.787798	.788921	.790043	.791163	.792282
.74	.793400	.794517	.795632	.796747	.797859	.798969	.800078	.801186	.802291	.803396
.75	.804499	.805600	.806701	.807800	.808898	.809993	.811088	.812180	.813271	.814361
.76	.815450	.816537	.817622	.818706	.819788	.820869	.821947	.823024	.824100	.825175
.77	.826247	.827318	.828388	.829457	.830524	.831584	.832647	.833708	.834768	.835824
.78	.836880	.837934	.838987	.840037	.841085	.842133	.843178	.844221	.845263	.846303
.79	.847341	.848378	.849413	.850446	.851476	.852506	.853532	.854557	.855581	.856602
.80	.857622	.858639	.859655	.860668	.861680	.862690	.863698	.864704	.865708	.866709
.81	.867710	.868708	.869704	.870698	.871690	.872679	.873667	.874653	.875636	.876618
.82	.877597	.878575	.879550	.880523	.881494	.882462	.883428	.884393	.885353	.886314
.83	.887272	.888227	.889180	.890131	.891080	.892027	.892971	.893913	.894853	.895780
.84	.896725	.897657	.898586	.899514	.900440	.901362	.902283	.903201	.904116	.905029
.85	.905939	.906847	.907754	.908657	.909557	.910455	.911350	.912244	.913134	.914021
.86	.914906	.915788	.916668	.917544	.918419	.919291	.920159	.921025	.921888	.922749
.87	.923607	.924461	.925314	.926164	.927009	.927853	.928693	.929531	.930367	.931198
.88	.932028	.932853	.933677	.934497	.935313	.936128	.936938	.937747	.938551	.939352
.89	.940150	.940946	.941738	.942526	.943312	.944095	.944874	.945649	.946421	.947190
.90	.947956	.948717	.949476	.950232	.950983	.951732	.952477	.953216	.953957	.954690
.91	.955421	.956148	.956871	.957590	.958306	.959019	.959727	.960431	.961133	.961829

COEFICIENTES PARA VOLUMENES PARCIALES DE CILINDROS HORIZONTALES, $f(Z_c)$

Z_c	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.92	.962522	.963211	.963896	.964577	.965253	.965927	.966595	.967260	.967919	.968576
.93	.969228	.969876	.970519	.971158	.971792	.972422	.973048	.973669	.974285	.974897
.94	.975504	.976106	.976704	.977297	.977885	.978407	.979045	.979618	.980187	.980750
.95	.981308	.981859	.982407	.982948	.983485	.984015	.984541	.985000	.985578	.986081
.96	.986583	.987080	.987568	.988053	.988530	.989001	.989466	.989924	.990375	.990821
.97	.991258	.991690	.992114	.992530	.992939	.993340	.993733	.994119	.994497	.994868
.98	.995227	.995579	.995923	.996257	.996581	.996896	.997200	.997493	.997777	.998048
.99	.998308	.998555	.998788	.999008	.999212	.999400	.999571	.999721	.999849	.999947
1.00	1.000000									

TABLA DE COEFICIENTES PARA DETERMINAR
EL VOLUMEN PARCIAL EN ELIPSOIDES Y ESFERAS



$$\text{VOLUMEN TOTAL DEL ELIPSOIDE} = \frac{1}{6}\pi K_1 K_2 D^3$$

$$\text{VOLUMEN PARCIAL} = \frac{1}{6}\pi K_1 K_2 D^3 \times f(Z_e)$$

$$K_1 = 2b_1/D \quad K_2 = 2b_2/D$$

$Z_e = H/D$; $f(Z_e)$ = COEFICIENTE ELIPSOIDE
(DE TABLAS F-2 Y F-3)

COEFICIENTES PARA VOLUMENES PARCIALES DE CABEZAS ELIPSOIDALES O ESFERICAS (*), $f Z_e$

Z_e	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.00	.000000	.000003	.000012	.000027	.000048	.000075	.000108	.000146	.000191	.000242
.01	.000298	.000360	.000429	.000503	.000583	.000668	.000760	.000857	.000960	.001009
.02	.001184	.001304	.001431	.001563	.001700	.001844	.001993	.002148	.002308	.002474
.03	.002646	.002823	.003006	.003195	.003389	.003589	.003795	.004006	.004222	.004441
.04	.004672	.004905	.005144	.005348	.005638	.005802	.006153	.006410	.006804	.007112
.05	.007250	.007538	.007831	.008129	.008433	.008742	.009057	.009377	.009702	.010032
.06	.010358	.010709	.011055	.011407	.011764	.01206	.012493	.012865	.013243	.013326
.07	.014014	.014407	.014806	.015209	.015618	.016031	.016450	.016874	.017303	.017737
.08	.018176	.018620	.019069	.019523	.019983	.020447	.020916	.021390	.021869	.022253
.09	.022812	.023325	.023869	.024338	.024847	.025000	.025873	.026402	.026980	.027462
.10	.028000	.028542	.029090	.029642	.030198	.030760	.031326	.031897	.032473	.033053
.11	.033638	.034228	.034822	.035421	.036025	.036633	.037246	.037864	.038480	.039113
.12	.039744	.040380	.041020	.041665	.042315	.042969	.043027	.044290	.044958	.045630
.13	.046306	.046987	.047672	.048362	.049056	.049754	.050457	.051164	.051876	.052592
.14	.053312	.054037	.054765	.055499	.056236	.056978	.057724	.058474	.059228	.059987
.15	.060750	.061517	.062268	.063064	.063843	.064627	.065415	.066207	.067003	.067804
.16	.068608	.069416	.070229	.071246	.071866	.072691	.073519	.074352	.075189	.076029
.17	.076874	.077723	.078575	.079432	.080292	.081156	.082024	.082897	.083772	.084652
.18	.085536	.086424	.087315	.088210	.089109	.090012	.090918	.091829	.092743	.092660
.19	.094582	.095507	.096436	.097369	.098305	.099245	.100189	.101136	.102087	.103042
.20	.104000	.104962	.105927	.106896	.107869	.108845	.109824	.110808	.111794	.112784
.21	.113778	.114775	.115776	.116780	.117787	.118798	.119813	.120830	.121852	.122876
.22	.123904	.124935	.125970	.127008	.128049	.129004	.130142	.131193	.132247	.133305
.23	.134366	.135430	.136498	.137568	.138642	.139719	.140799	.141883	.142969	.144059
.24	.145152	.146248	.147347	.148449	.149554	.150663	.151774	.152889	.154006	.155127

(*) LOS COEFICIENTES APLICAN PARA EL VOLUMEN DE 2 CABEZAS ELIPSOIDALES
O HEMISFERICAS NO PARA UNA SOLA

COEFICIENTES PARA VOLUMENES PARCIALES DE CABEZAS ELIPSOIDALES O ESFERICAS (*), f Ze
(CONTINUACION)

Ze	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.25	.150250	.157376	.158506	.159636	.160774	.161912	.163054	.164198	.165345	.166495
.26	.167684	.169963	.171124	.172289	.173456	.174626	.174926	.175799	.176974	.178153
.27	.179334	.180518	.181705	.182894	.184086	.185280	.186470	.187679	.188882	.190088
.28	.191296	.192507	.193720	.194957	.196155	.197377	.198601	.199827	.201056	.202288
.29	.203532	.204759	.205998	.207239	.208484	.209730	.210979	.212231	.213485	.214741
.30	.216000	.217261	.218520	.219792	.221060	.222331	.223604	.224879	.226157	.227437
.31	.228718	.230003	.231289	.232578	.233870	.235163	.236459	.237757	.239057	.240459
.32	.241664	.242971	.244280	.245590	.246904	.248219	.249536	.250855	.252177	.253500
.33	.251826	.256144	.257483	.258815	.260149	.261484	.262822	.264161	.265503	.266845
.34	.268192	.269539	.270889	.272210	.273593	.274948	.276305	.277603	.279024	.280386
.35	.281750	.283116	.284484	.285853	.287224	.288597	.289972	.291348	.292727	.294106
.36	.295488	.296871	.298256	.299643	.301031	.302421	.303812	.305205	.306600	.307996
.37	.309394	.310793	.312194	.313597	.315001	.316406	.317813	.319222	.320632	.322043
.38	.323456	.324870	.326286	.327703	.329122	.330542	.331963	.333386	.334810	.336235
.39	.337662	.339090	.340519	.341950	.343382	.344815	.346250	.347685	.349122	.350561
.40	.352000	.353441	.354832	.356325	.357769	.359215	.360661	.362109	.363567	.365007
.41	.366458	.367910	.369363	.370817	.372272	.373728	.375185	.376644	.378103	.365007
.42	.381024	.382486	.383949	.395413	.386878	.388344	.389810	.391278	.392746	.394616
.43	.395686	.397157	.398629	.400102	.401575	.403049	.404524	.406000	.407477	.408954
.44	.410432	.411911	.413390	.414870	.416351	.417833	.419315	.420798	.422281	.423765
.45	.425250	.426735	.428221	.429708	.431195	.432682	.434170	.435659	.437148	.438638
.46	.440128	.441619	.443110	.444601	.446093	.447586	.449079	.420572	.452066	.453560
.47	.455054	.456549	.458044	.459539	.461035	.464028	.465524	.467021	.468519	.469564
.48	.470016	.471514	.473012	.474510	.476008	.477507	.479005	.480504	.482003	.483503
.49	.485092	.486501	.488001	.491000	.492500	.494000	.495500	.497000	.497050	.498500
.50	.500000	.501500	.503000	.504500	.506000	.507500	.509000	.510499	.511999	.513499
.51	.514998	.516497	.517997	.519496	.520995	.522493	.523992	.525490	.526988	.528486
.52	.529984	.531481	.532979	.534476	.535972	.537469	.538965	.540461	.541956	.543451
.53	.544946	.546440	.547934	.549428	.550921	.552414	.553907	.555399	.556890	.558381
.54	.559872	.561362	.562852	.564341	.565830	.567318	.568805	.570292	.571779	.573285
.55	.574750	.576235	.579202	.580685	.582167	.582467	.583649	.585130	.586610	.588089
.56	.589568	.591046	.592523	.294000	.595476	.596951	.598425	.599898	.601371	.602843
.57	.604314	.605784	.607254	.608722	.610190	.611656	.613122	.614587	.616051	.617514
.58	.618976	.620437	.621827	.623256	.624815	.626272	.627728	.629183	.630637	.632090
.59	.633542	.634993	.636443	.637891	.639339	.640785	.642231	.643675	.645118	.646559
.60	.648000	.649439	.650878	.652315	.653750	.655185	.656618	.658050	.659481	.660910
.61	.662338	.663765	.665190	.666614	.668037	.669458	.670878	.672297	.673714	.675130
.62	.676554	.677957	.679368	.680778	.682187	.683594	.684999	.686403	.687806	.689207
.63	.690606	.692004	.693400	.694795	.696188	.697579	.698969	.700357	.701744	.703129
.64	.704512	.705894	.707273	.708652	.710028	.711403	.712776	.714147	.715516	.716884
.65	.718250	.719614	.720976	.722337	.723695	.725052	.726407	.727760	.729111	.730461
.66	.731803	.733153	.734497	.735839	.737178	.738516	.730851	.741185	.742517	.743846
.67	.745174	.746500	.747800	.749145	.750411	.751751	.758000	.759440	.758700	.759011

COEFICIENTES PARA VOLUMENES PARCIALES DE CABEZAS ELIPSOIDALES O ESFERICAS (*), f Ze
(CONTINUACION)

Ze	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.68	.758336	.759641	.760943	.762243	.763541	.764837	.766130	.767422	.768711	.769997
.69	.771282	.772563	.773843	.775121	.776396	.777669	.778940	.780208	.781474	.782730
.70	.784000	.785259	.786515	.787769	.789021	.790270	.791516	.792761	.794002	.795241
.71	.796478	.797712	.798944	.800174	.801390	.802623	.803845	.804036	.806843	.807491
.72	.808704	.809312	.81118	.813521	.814719	.815914	.817100	.818295	.818967	.819482
.73	.820666	.821847	.823026	.824201	.825374	.826544	.827711	.828876	.830037	.831195
.74	.832352	.833505	.834655	.835802	.836946	.838088	.839226	.840362	.841491	.842624
.75	.843750	.844873	.845994	.847111	.848226	.849337	.850446	.851551	.852653	.853752
.76	.854848	.855941	.857031	.858117	.859201	.860281	.861358	.862432	.863502	.864570
.77	.865634	.866695	.868807	.869858	.870906	.871951	.871999	.872992	.874030	.875065
.78	.876096	.877124	.878148	.879170	.880187	.881202	.882213	.883220	.884224	.885225
.79	.886222	.887216	.888206	.889192	.890176	.891155	.892131	.893104	.894073	.895038
.80	.896000	.896958	.897913	.898864	.899811	.900755	.901695	.902631	.903564	.904493
.81	.905418	.906340	.907257	.908171	.909082	.909988	.910891	.911790	.912685	.913576
.82	.914464	.915348	.916228	.917103	.917976	.918844	.919708	.920568	.921425	.922277
.83	.923126	.923971	.924811	.925648	.926181	.927309	.928134	.928954	.929771	.930584
.84	.931392	.932196	.932997	.933793	.934585	.935373	.936157	.936936	.937712	.938483
.85	.939250	.940013	.940772	.941526	.942276	.943022	.943764	.944501	.945235	.945963
.86	.946688	.947408	.948124	.948836	.949543	.950246	.950944	.951638	.952328	.953013
.87	.953694	.954370	.955042	.955710	.956373	.957031	.957685	.958335	.958980	.959620
.88	.960256	.960887	.961514	.962136	.962734	.963367	.963975	.964579	.965178	.963772
.89	.966362	.966047	.967527	.968103	.968674	.969240	.969802	.970358	.970910	.971458
.90	.972000	.972538	.973070	.973598	.974721	.974640	.975153	.975662	.976165	.976664
.91	.977158	.977647	.978131	.978610	.979084	.979553	.980017	.980477	.980931	.981830
.92	.981824	.982263	.982697	.983126	.983550	.983069	.984382	.984791	.985194	.985593
.93	.985986	.986374	.986757	.987135	.987597	.987874	.988236	.988593	.988945	.989291
.94	.989632	.989968	.990623	.990943	.991258	.991567	.991871	.992169	.992462	.993462
.95	.992750	.993032	.993309	.993581	.993847	.994107	.994362	.994612	.994856	.995095
.96	.995328	.995556	.995778	.995991	.996205	.996411	.996611	.996805	.996994	.997177
.97	.997354	.997526	.997692	.997852	.998007	.998156	.998300	.998437	.998569	.998696
.98	.998816	.998931	.999040	.999143	.999240	.999332	.999417	.999497	.999571	.999641
.99	.999702	.999758	.999809	.999854	.999882	.999925	.999952	.999973	.999993	.999997
1.00	1.000000									

DISMINUCION DE RUIDO (dB)

Centro de frecuencia, H_z , Octava banda.

Diámetro pulg.- Longitud en pies	63	125	250	500	1000	2000	4000	8000
12 - 2	10	15	20	24	31	30	35	32
12 - 4	12	19	29	39	50	49	56	53
18 - 2	10	15	20	24	31	30	35	32
18 - 4	12	19	29	39	50	49	56	53
24 - 2	10	14	18	23	29	29	30	25
24 - 4	11	17	26	35	45	44	48	43
30 - 2	9	13	17	23	28	26	26	21
30 - 4	10	16	23	34	42	40	42	37
36 - 1	8	11	14	19	22	20	17	12
36 - 2	9	12	17	25	30	27	25	20
36 - 3	9	14	21	30	37	35	34	29
36 - 4	9	16	24	36	42	42	42	38
42 - 1	8	11	16	21	24	21	18	13
42 - 2	9	12	19	26	31	27	25	20
42 - 3	9	15	23	33	40	36	35	31
42 - 4	9	16	26	38	47	42	42	38
48 - 1	8	11	16	21	24	19	16	11
48 - 2	9	12	19	25	29	25	22	18
48 - 3	9	14	23	32	38	33	32	27
48 - 4	9	16	25	36	44	38	38	34
54 - 1	8	10	16	20	22	16	13	10
54 - 2	8	12	20	26	29	23	21	16
54 - 3	8	13	23	31	36	30	29	24
54 - 4	9	15	26	36	43	37	37	32
60 - 1	8	11	14	19	22	20	17	12
60 - 2	9	12	17	25	30	27	25	20
60 - 3	9	14	21	30	36	35	34	29
60 - 4	9	16	24	36	45	42	42	38
66 - 1	8	11	16	21	24	20	18	12
66 - 2	9	12	18	26	31	27	25	20
66 - 3	9	14	23	33	40	36	35	30
66 - 4	9	16	26	38	47	42	42	38
72 - 1	7	11	16	21	23	19	16	11
72 - 2	8	12	18	25	29	24	22	17
73 - 3	8	14	22	31	38	33	32	27
73 - 4	9	15	25	36	43	38	38	33
78 - 1	8	11	16	21	23	18	15	10
78 - 2	8	12	20	27	31	26	24	19
78 - 3	9	14	23	33	39	34	33	28
78 - 4	10	16	27	39	47	42	42	38
84 - 1	7	10	16	20	22	16	13	10
84 - 2	8	12	19	26	29	23	21	16
84 - 3	8	13	22	31	36	30	29	24
84 - 4	9	15	26	36	43	37	37	32

Centro de frecuencia, H_z , Octava banda.

Diámetro pulg.- Longitud en pies	63	125	250	500	1000	2000	4000	8000
96 - 1	8	11	16	21	24	21	18	13
96 - 2	8	12	19	26	31	27	25	20
96 - 3	8	15	23	33	40	36	35	31
96 - 4	9	16	26	38	47		42	38
102 - 1	8	11	16	21	23	19	16	11
102 - 2	8	12	18	25	29	24	22	17
102 - 3	8	14	22	31	38	33	32	27
102 - 4	9	15	25	36	43	38	38	33
108 - 1	8	11	16	21	23	18	15	10
108 - 2	8	13	20	27	31	26	24	19
108 - 3	8	14	23	33	39	34	33	28
108 - 4	9	16	27	39	47	42	42	38
120 - 1	7	10	16	20	22	16	13	10
120 - 2	8	12	19	26	29	23	21	16
120 - 3	8	13	23	31	36	30	28	24
120 - 4	9	15	26	36	43	37	36	32
132 - 1	7	10	17	22	23	17	14	10
132 - 2	8	12	21	28	32	23	23	18
132 - 3	9	14	25	34	40	32	32	23
132 - 4	9	16	29	41	48	42	42	37
144 - 1	7	11	17	21	20	13	11	10
144 - 2	7	12	20	25	26	19	17	12
144 - 3	8	13	22	29	32	25	23	18
144 - 4	8	15	25	34	38	31	30	25

APENDICE F

Caída de presión, pulg. agua
(Con reducción de ruido)

Reducción Long/Diam. a la <u>descarga</u>	Velocidad pies/mín.	Centro de frecuencia; H _z Octava banda.						
		125	250	500	1000	2000	4000	8000
3	1000	2	7	18	31	26	19	16
	2500	2	6	16	26	22	18	14
	4000	1	6	14	14	18	14	17
5	1000	3	11	27	44	35	23	19
	2500	2	10	25	38	31	23	17
	4000	2	9	23	34	27	22	16
7	1000	5	14	35	48	43	27	22
	2500	4	13	31	42	38	25	20
	4000	4	12	28	36	34	23	19
9	1000	8	19	43	54	50	31	25
	2500	6	17	39	40	48	29	26
	4000	5	16	35	42	40	27	22
12	1000	11	26	55	63	61	37	30
	2500	5	24	51	57	56	35	28
	4000	8	22	47	51	51	33	26

Caída de presión normal, pulg. agua.

3	1000	8	14	30	33	30	24	20
	2000	5	8	25	29	24	19	14
5	1000	11	23	42	45	39	33	26
	2000	7	12	37	41	35	27	20
7	1000	15	30	47	56	48	38	31
	2000	10	24	41	51	46	35	26
9	1000	19	39	53	60	54	44	37
	2000	15	33	47	54	52	41	32
12	1000	25	49	61	69	65	53	46
	2000	20	41	55	64	62	50	39

REFERENCIAS

- 1.- American Petroleum Institute, RP 520, DESIGN AND INSTALLATION OF PRESSURE RELIEVING SYSTEM IN REFINERIE, PART I "Desing", 3rd. Ed., Refining Dept., New York, 1967.
- 2.- American Petroleum Institute, RP 521, GUIDE OF PRESSURE RELIEF AND DEPRESSURING SYSTEMS, - Refining Dept., 1st. Ed., Washington, D.C., Sept. 1969.
- 3.- American Petroleum Institute, MANUAL ON DISPOSAL OF REFINERY WASTES, Vol. II, "Waste gases and particulate matter", 5th. Ed., New York, 1957.
- 4.- Arthur G. McKee and company, BASIC DESIGN ESPECIFICACIONES MULTIJET FLARE SYSTEM, PEMEX, ATZCAPOTZALCO, REFINERY, Cleveland, Ohio, Dec. 1960.
- 5.- Bechtel Corporation, EMERGENCY RELIEF AND SOUR GAS DISPOSAL TO THE ATMOSPHERE, PEMEX, SALAMANCA REFINERY, Refinery and Chemical Division, estudio elaborado para Petróleos Mexicanos, Oct. 1969.
- 6.- Bird, R.B. and W.E. Stewart "Transport phenomena" Wiley and Sons, Inc., New York, 1960.
- 7.- Bodurtha Jr., F.T. "Flare stacks-how-tall" CHEMICAL ENGINEERING, DEC. 1968.
- 8.- Bonilla, Jorge A.. "Estimate safe flare headers quickly" CHEMICAL ENGINEERING, April, 1978.
- 9.- Brzustowski, T.A. PREDICTING RADIANT HEATING FROM FLARES, (Sesion on pressure relieving - systems, 38th. Midyear Meeting of the American Petroleum Institute, Division of Refining, Philadelphia, Pa. May. 17, 1973). A.P.I. Peprint No. 64 - 73.
- 10.- Butnod, Paul and Eugene F. Mezgyesy, PRESSURE VESSEL HANDBOOK, 5th, Ed., ASME.
- 11.- Connor, William K., "Noise control", CHEMICAL ENGINEERING/ DESBOOK ISSUE. June, 1973.
- 12.- Constance, John D., "Calculate effective stack weight quickly" CHEMICAL ENGINEERING, Sept. 1972.
- 13.- Corey, Richard C. PRINCIPLES AND PRACTICES OF INCINERACION, a Wiley-Interscience series of texts and monographs, edited by Richard C. Corey, Julio, 1969.
- 14.- Gerunda Arthur, "How to size liquid-vapor separators", CHEMICAL ENGINEERING, Mayo, 1981.
- 15.- ESPECIFICACIONES MINIMAS DE SEGURIDAD PARA SISTEMAS DE DESFOGUE EN REFINERIAS REV. 4; Febrero, 1978.
- 16.- Gibson, P.O. y D.J. Vinson, DESIGN AND INSTALLATION OF SMOKELESS FLARE SYSTEMS FOR GASOLINE PLANTS, ASME Publication, Contributed by Petroleum Division of the ASME for Presentation at the Petroleum Mechanical Engineering and pressure vessels and piping conference, New Orleans, La., Sept. 17 - 21, 1972
- 17.- Harrison G.A. "Emergency flare tip repair" HYDROCARBON PROCESSING, July, 1982.

- 18.- Humphrey, E.F., y D.H. Tarumoto, "Fluidics", Fluid Amplifier Associates, Nov. 1970.
- 19.- Kent, G.R., "Find radiation effect of flares" HYDROCARBON PROCESSING, June, 1968.
- 20.- McAdams William H. HEAT TRANSMISSION, (Radiant heat transmission" de H.C. Hottel,) 3rd. Ed., 1954.
- 21.- Natural Gas Processors Suppliers Association Engineering Data Book, Elliot Company, 1972.
- 22.- Reed, Robert D. FURNACE OPERATIONS 2nd. Ed., Gulf Publishing Company, Book Division, April, 1978.
- 23.- Sánchez Nieto Juan José. SISTEMAS DE DESFOQUE DE EMERGENCIA, formulado para el temario de la Maestría en ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México, Ciudad Universitaria D.F., Oct. 1980.
- 24.- Sánchez Nieto Juan José. QUEMADORES DE CAMPO. (Lineamientos generales de diseño, procedimientos internos de trabajo). México 1981.
- 25.- Schwartz, Robert y Michael Keller. ENVIRONMENTAL FACTORS VERSUS FLARE AMPLICATION, Simposium on loss prevention in the chemical industry, 83rd. National Meeting of the American Institute of Chemical Engineering, Houston, Texas, March 22, 1977, (John Zink Co.).
- 26.- Sivalis, Richard, FUNDAMENTALS OF OIL AND GAS SEPARATION, Present for University Oklahoma Ok., March, 1977.
- 27.- Sivalis Tanks, Inc. GENERAL HANDBOOK.
- 28.- SISTEMAS DE QUEMADORES, PRIMERA EDICION ,PEMEX, 1989.
- 29.- Tan, S. H. y G.R. Kent, WASTE TREATMENT AND FLARE STACK DESIGN HANDBOOK, Hydrocarbon Processing, Gulf Publishing Co., Houston, Tex., 1968.
- 30.- Zabetaakis, Michael G. "Flammability characteristics of combustible gases and vapors" Washington U.S. Dept. of the interior, Bureau of Mines, 1965.