

31/84



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

E. N. E. P. ZARAGOZA
INGENIERIA QUIMICA

**COMPARACION DE SISTEMAS DE QUEMADORES
ELEVADOS, MULTIJET Y DE FOSA**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A:

MA. MAGDALENA AZAMAR ABURTO



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

		PAGINA
	INTRODUCCION	1
I.-	GENERALIDADES	5
1.1	SISTEMA DE RELEVO	6
1.2	CLASIFICACION	7
1.2.1	SISTEMA ABIERTO	7
1.2.2	SISTEMA CERRADO	8
1.2.3	SISTEMA DE RECUPERACION	8
1.3	CAUSAS DE RELEVO	9
1.3.1	FUEGO EXTERNO	10
1.3.2	DESCARGA BLOQUEADA	10
1.3.3	RUPTURA DE TUBOS	10
1.3.4	FALLA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	10
1.3.5	FALLA DE REFLUJO	10
1.3.6	EXPANSION TERMICA DE LIQUIDO	11
1.3.7	FALLA DE CORRIENTE ELECTRICA	11
1.3.8	FALLA DE CONTROL	11
1.4	COMPONENTES PRINCIPALES	11
1.4.1	DISPOSITIVOS DE SEGURIDAD	12
1.4.2	CABEZAL PRINCIPAL Y SUBCABEZALES	13
1.4.3	TANQUE SEPARADOR DE LIQUIDO	17
1.4.4	QUEMADOR DE CAMPO	17
II.-	CLASIFICACION DE LOS SISTEMAS DE QUEMADORES DE CAMPO	23
2.1	CLASIFICACION DE ACUERDO A LA ESTRUCTURA	25
2.1.1	QUEMADOR ELEVADO	25
2.1.1.1	QUEMADOR TIPO TORRE	26
2.1.1.2	QUEMADOR CABLEADO	28
2.1.1.3	QUEMADOR AUTOSOPORTADO	28
2.1.2	QUEMADOR MULTIJET	28
2.1.3	QUEMADOR DE FOSA	32

2.2	CLASIFICACION DE ACUERDO A LA FORMA DE COMBUSTION	35
2.2.1	QUEMADORES CON HUMO	35
2.2.2	QUEMADORES SIN HUMO	37
2.2.3	QUEMADORES ENDOTERMICOS	50
III.-	DISEÑO ESPECIFICACION Y SELECCION DE LOS QUEMADORES DE CAMPO	52
3.1	FACTORES DE DISEÑO	53
3.1.1	CARGA MAXIMA A RELEVAR EN LA PEOR EMERGENCIA	54
3.1.2	COMPOSICION Y PROPIEDADES DEL GAS A QUEMAR	54
3.1.3	TEMPERATURA Y PRESION DE LOS GASES A QUEMAR	55
3.1.4	LONGITUD Y ESTABILIDAD DE LA FLAMA	56
3.1.5	RADIACION Y TIEMPO DE ESCAPE	57
3.1.6	FENOMENOS DIFUSIONALES	67
3.1.7	VELOCIDAD DE QUEMADO	74
3.1.8	VELOCIDAD DEL RETORNO DE LA FLAMA	77
3.1.9	VAPORES LIBRES DE LIQUIDO	82
3.1.10	EFFECTO DEL VIENTO	82
3.1.11	MINIMIZACION DE LA FORMACION DE HUMO	85
3.1.12	MINIMIZACION DE LOS NIVELES DE RUIDO	88
3.1.13	SISTEMA DE IGNICION	95
3.1.14	SISTEMA DE CONTROL	99
3.1.15	LOCALIZACION	101
3.2	CRITERIOS DE DISEÑO	101
3.2.1	METODO API RP 521	105
3.2.2	METODO KENT	113
3.2.3	METODO LLOYD Y HUIE HUANG	119
3.2.4	METODO BRZUSTOWSKI	124
3.2.5	METODO MILLER	127
3.2.6	METODO DE LA LONGITUD DE FLAMA	129
3.2.7	METODO DEL AREA DE QUEMADO	133
3.2.8	METODO GIBSON Y VINSON	133
3.2.9	ANALISIS DE LOS CRITERIOS DE DISEÑO	135
3.3	ESPECIFICACION	138
3.3.1	QUEMADOR ELEVADO	138
3.3.2	QUEMADOR MULTIJET	139

		PAGINA
	3.3.3	QUEMADOR DE FOSA 140
	3.3.4	HOJAS DE DATOS 140
	3.4	SELECCION DEL SISTEMA DE QUEMADOR ADECUADO 141
IV. -		CALCULO Y SELECCION DEL QUEMADOR DEL SISTEMA DE TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS ATASTA-CD. PEMEX 144
	4.1	ALCANCE DEL PROYECTO 145
	4.2	BASES DE DISEÑO 145
	4.3	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO 150
	4.4	DIAGRAMA MECANICO 151
	4.5	CALCULO DEL SISTEMA DE QUEMADOR 154
	4.5.1	QUEMADOR ELEVADO 154
	4.5.1.1	CALCULO DEL TANQUE SEPARADOR DE LIQUIDO 155
	4.5.1.2	CALCULO DEL QUEMADOR ELEVADO 160
	4.5.2	QUEMADOR MULTIJET 170
	4.5.2.1	CALCULO DEL QUEMADOR MULTIJET 170
	4.5.3	QUEMADOR DE FOSA 173
	4.5.3.1	CALCULO DEL QUEMADOR DE FOSA 173
	4.6	SELECCION DEL QUEMADOR 189
V. -		CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES 193
ANEXOS		
	ANEXO "A"	CAUSAS DE RELEVO 197
	ANEXO "B"	TANQUE SEPARADOR DE LIQUIDO 213
	ANEXO "C"	GRAFICA PARA EL CALCULO DE LA ALTURA, METODO BRZUSTOWSKI 221
	ANEXO "D"	HOJAS DE DATOS DE QUEMADORES 223
	BIBLIOGRAFIA	226

I N T R O D U C C I O N

I N T R O D U C C I O N

En una planta de proceso, un factor de gran importancia lo constituye la seguridad, la cual se considera desde su diseño, construcción y operación.

Sin embargo; pueden presentarse casos en los que se producen riesgos, ya sea por el proceso en sí, o por una falla inadvertida en la operación.

El aumento excesivo de presión, es uno de los mayores riesgos que pueden crearse por el proceso; este aumento de presión puede provocar la fractura del equipo en que se presenta; una forma práctica y segura de proteger este equipo es mediante un sistema de relevo.

El objetivo fundamental de un sistema de relevo es la protección del equipo y del personal de una planta de proceso.

Los principales componentes de un sistema de relevo son: Dispositivos de seguridad (Válvulas y discos de ruptura), cabezal principal y subcabezales, tanque separador de líquido y quemador de campo.

El quemador de campo es la parte final del sistema de relevo y es el objetivo del presente estudio, mediante el cual se pretende dar un panorama general de los sistemas de emergencia para quemar gases y líquidos, utilizados en la industria, enfocándose principalmente hacia el diseño, especificación y selección de los distintos tipos de quemadores: Elevados, multijet y de fosa.

El quemador, es un dispositivo efectivo y seguro para eliminar - el exceso de hidrocarburos, debido a fallas en los equipos o emergencias - mayores, tales como: Mal funcionamiento de instrumentos, fallas en la corriente o fuego en la planta.

Los quemadores, originalmente, se usaron en la industria del - aceite y petroquímica, últimamente, también se han colocado en terminales_ de LPG y LNG, en gaseoductos, en refinerías, en terminales de almacenamien_ to y en plataformas.

Anterior al desarrollo de los procesos de quemado; las corrien - tes gaseosas de desecho eran venteadas directamente a la atmósfera, lo cual trajo consigo dos problemas: De seguridad y de contaminación ambiental; - ya que existe la posibilidad de que el vapor llegue a una concentración tal que sea factible de ignición, ocasionando una explosión y fuego, con consecuencias devastadoras tanto para el personal de operación y alrededores_ como para la misma planta; por lo que respecta a la contaminación ambien_ tal, es un problema que debe resolverse, pues actualmente ésta ya es crítica en algunas zonas.

Por muchos años el diseño no consistió más que de una línea ver_ tical u horizontal y la corriente de ignición de gas por una flama de fle_ cha. Sin embargo, ésto ha cambiado drásticamente, con el propósito de lo_ grar una mayor seguridad, mejor mantenimiento, protección del ambiente, - conservación de energía, bajos niveles de ruido e imprevistos económicos.

Los nuevos quemadores, son capaces de operar confiablemente y - eficientemente bajo diferentes variaciones en el gasto a quemar, ya que - éste puede tener un rango muy amplio, desde aproximadamente cero - cuando únicamente descargan las válvulas de relevo -, hasta cantidades muy gran_ des - en emergencias - . Además la capacidad requerida del quemador, va_ ría con: a) Gasto total, b) Complejidad del proceso de refinación y c) La capacidad del sistema de recuperación.

El diseño de un solo quemador, para manejar eficientemente tales variaciones en el flujo, es difícil, por lo que muchos sistemas tienen dos

quemadores, uno es diseñado para disponer del gasto normal, el cual es generalmente mediante una combustión sin humo, y el otro para manejar el flujo excesivo resultante de una emergencia.

La selección del tipo de quemador y las características específicas de diseño requeridas dependen de diversos factores: a) Disponibilidad de espacio, b) Características del gas a quemar, por ejemplo, composición, gasto y niveles de presión, c) Económicos, incluyendo inversión inicial y costos de operación y d) Reglamentaciones con respecto a los niveles de ruido, radiación emisividad y concentraciones máximas permisibles.

Los quemadores elevados son los más comunes por su simplicidad, seguridad y bajo costo inicial, sin embargo la localización elevada de la punta del quemador puede aumentar considerablemente el ruido. Los quemadores multijet fueron diseñados para eliminar el problema del humo y emisión de luces, cuando se quema una gran cantidad de hidrocarburos durante una emergencia. Los quemadores de fosa reducen el ruido y ocultan el proceso de combustión eliminando así muchos problemas dentro de la misma planta y con las plantas circunvecinas.

Para poder realizar una selección adecuada, es necesario contar con los principios básicos de los sistemas de relevo, los cuales se dan en el Capítulo I, describiéndose las generalidades, sus principales componentes y los distintos tipos que existen.

En el Capítulo II se da la clasificación de los quemadores en base tanto a la estructura como a la forma en que se lleva a cabo la combustión.

El Capítulo III, versa sobre el diseño, especificación y selección del quemador de campo.

Una aplicación práctica se presenta en el Capítulo IV, en el cual, a partir de las Bases de Diseño y especificaciones del Sistema de Transporte de Hidrocarburos, de Atasta a Cd. Pemex, se calcula y selecciona el quemador más apropiado para el sistema.

CAPITULO I

GENERALIDADES

- 1.1 SISTEMA DE RELEVO
- 1.2 CLASIFICACION
 - 1.2.1 SISTEMA ABIERTO
 - 1.2.2 SISTEMA CERRADO
 - 1.2.3 SISTEMA DE RECUPERACION
- 1.3 CAUSAS DE RELEVO
 - 1.3.1 FUEGO EXTERNO
 - 1.3.2 DESCARGA BLOQUEADA
 - 1.3.3 RUPTURA DE TUBOS
 - 1.3.4 FALLA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO
 - 1.3.5 FALLA DE REFLUJO
 - 1.3.6 EXPANSION TERMICA DE LIQUIDO
 - 1.3.7 FALLA DE CORRIENTE ELECTRICA
 - 1.3.8 FALLA DE CONTROL
- 1.4 COMPONENTES PRINCIPALES
 - 1.4.1 DISPOSITIVOS DE SEGURIDAD
 - 1.4.2 CABEZAL PRINCIPAL Y SUBCABEZALES
 - 1.4.3 TANQUE SEPARADOR DE LIQUIDO
 - 1.4.4 QUEMADOR DE CAMPO

CAPITULO I

GENERALIDADES

Quando se diseña una planta, resulta imposible diseñar el equipo de proceso, en base a todas las condiciones posibles que puedan originar operaciones anormales, por lo que, un método efectivo y seguro es el empleo de un sistema de relevo de presión o de desfogue, el cual está integrado por los dispositivos de alivio de presión, cabezal principal y subcabezales, tanque separador de líquido y quemador de campo; éste equipo final, constituye el objetivo del presente estudio, pero para una mayor comprensión, se dá una breve descripción del sistema de relevo en general.

1.1 SISTEMA DE RELEVO

El objetivo fundamental, de un sistema de relevo de presión, es la protección del equipo y del personal de una planta.

Se entiende por sistema de relevo, el conjunto de las instalaciones usadas para disponer, en forma segura, de los fluidos provenientes de los dispositivos de alivio de presión, por medio del desplazamiento de una determinada masa de fluido, desde el equipo presionado, hasta un sitio, en el cual se pueda disponer de ella con toda seguridad.

Los principales componentes de un sistema de relevo son:

- a) Dispositivos de seguridad (Válvulas y discos de ruptura)
- b) Tanque separador de líquido
- c) Cabezal principal y subcabezales
- d) Quemador.

Las condiciones que debe satisfacer un sistema de relevo son básicamente:

- a) Estar de acuerdo con los reglamentos locales
- b) Proteger al personal, contra los daños que pudiera causar la sobrepresión en el equipo.
- c) Disminuir las pérdidas de material durante y después de una falla operacional que haya causado exceso de presión en un equipo por un corto período.
- d) Disminuir las pérdidas de tiempo ocasionadas por la sobrepresión en los equipos.
- e) Prevenir el daño al equipo
- f) Prevenir el daño a las propiedades cercanas
- g) En caso de que existan primas de seguro, reducir su monto.

1.2 CLASIFICACION

De acuerdo a la forma en que se dispone de la masa relevada, los sistemas de relevo se clasifican en:

- 1.- Sistema abierto
- 2.- Sistema cerrado
- 3.- Sistema de recuperación.

1.2.1 SISTEMA ABIERTO

En este sistema, la masa relevada entra en contacto directo con la atmósfera al ocurrir el desfogue.

Se utiliza cuando la sustancia relevada no reaccione químicamente con el aire, ni forme mezclas explosivas o flamables con el mismo, tal como el agua, el aire comprimido y el vapor de agua, teniéndose cuidado de no exceder los niveles de ruido permitidos durante la descarga. También pueden relevarse a la atmósfera aquellos hidrocarburos que tengan una buena difusión en el aire.

1.2.2 SISTEMA CERRADO

Quando el fluido relevado no deba de entrar en contacto con la atmósfera, ya sea por su flamabilidad o toxicidad, éste debe mandarse a un sistema cerrado.

El sistema cerrado está formado por un cabezal y ramales, que llevan la masa relevada hacia el lugar adecuado.

La mezcla de calor y líquidos condensables, pueden enviarse hacia un burbujeo con agua, para condensar la fracción factible de hacerlo, pudiendo entonces, descargar los incondensables, ya sea a la atmósfera o a un quemador; en el caso de emplearse un quemador, debe colocarse previamente, un tanque separador con el fin de evitar que pase líquido, que pudiera haber sido arrastrado.

Quando hay incondensables, generalmente son enviados a un quemador, el cual puede ser: Elevado, multijet o de fosa, dependiendo su elección del espacio disponible, de las condiciones locales y de los factores económicos.

1.2.3 SISTEMA DE RECUPERACION

Los sistemas de recuperación se emplean cuando el producto que se releva es de alto valor o su combustión pueda crear grandes riesgos.

El sistema de recuperación está integrado por cabezales, ramales y equipos, que en conjunto se utilizan para recuperar el producto, neutralizarlo o convertirlo en productos menos riesgosos, según sea el caso.

Como regla general, los relevos en fase vapor van al sistema cerrado, y los desfogues líquidos, al sistema de recuperación.

1.3 CAUSAS DE RELEVO

Las instalaciones que comprende el sistema de relevo deben diseñarse de forma tal que sean capaces de manejar la masa necesaria para el desfogue, además de no ser mayores de los requerimientos reales, pues ésto redundaría en una elevación de los costos en forma innecesaria.

El exceso de presión puede deberse a diferentes causas, pero sólo una de ellas ocurrirá a la vez, ya que no existen causas simultáneas, - en último caso, una causa puede dar origen a otra. Cuando existen varias causas posibles, el dispositivo se diseña para la causa que produzca la mayor masa, garantizándose así su funcionamiento en forma adecuada para las otras causas.

Las causas de exceso de presión mas comunes son las siguientes:

- 1.- Fuego externo
- 2.- Descarga bloqueada
- 3.- Ruptura de tubos
- 4.- Falla de agua de enfriamiento u otro líquido de enfriamiento.
- 5.- Falla de reflujo
- 6.- Expansión térmica de líquidos
- 7.- Falla de corriente eléctrica
- 8.- Falla de controles o de aire de instrumentos .

A continuación se describen estas causas en forma breve.

1.3.1 FUEGO EXTERNO

En el caso de un incendio en una planta, cualquier recipiente que procese o maneje materiales flamables o no flamables, puede estar expuesto al fuego; si contiene líquido, el vapor suministrado provocará que una parte o todo el líquido pase a la fase vapor, ocasionando un aumento de presión que debe ser eliminado mediante un dispositivo de relevo.

1.3.2 DESCARGA BLOQUEADA

Se presenta en un equipo o recipiente cuya salida o descarga pueda ser bloqueada por cualquier razón, además de estar recibiendo un fluido a una presión que pueda exceder a la presión de diseño del equipo.

1.3.3 RUPTURA DE TUBOS

Ocurre cuando la presión de operación de uno de los lados es mayor que la presión de diseño del otro lado, en este caso la alta presión se comunicaría de uno a otro lado, por lo que el dispositivo de seguridad debe colocarse en el lado de menor presión.

1.3.4 FALLA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO

La falla de agua de enfriamiento en un condensador o intercambiador, provoca el aumento de volumen de vapor, debido a que no se lleva a cabo una condensación adecuada, ocasionando un aumento de presión en los equipos, el cual debe ser eliminado.

1.3.5 FALLA DE REFLUJO

En el caso de una torre de destilación, la falla en el reflujo

ya sea total o parcialmente, ocasiona que el vapor ascendente evapore en mayor cantidad el resto del líquido del plato superior, al igual que en los demás platos, produciéndose una gran cantidad de vapor que es muy probable provoque un aumento de presión que sea necesario aliviar.

1.3.6 EXPANSION TERMICA DE LIQUIDOS

Quando en un recipiente o cambiador de calor, pueda de alguna manera bloquearse un líquido, y exista alguna fuente de calor que pueda calentar ese líquido, éste tenderá a expandirse de acuerdo al líquido de que se trate, en mayor o en menor grado, el líquido ocupa completamente el equipo, la tendencia a expandirse de transforma en un considerable aumento de presión, ya que el volumen del equipo es constante.

1.3.7 FALLA DE CORRIENTE ELECTRICA.

En la mayoría de las plantas, determinados equipos y controles son operados mediante corriente eléctrica, la cual en caso de falla inutilizará dichos controles y equipos.

1.3.8 FALLA DE CONTROL

Se presenta cuando ocurren fallas en la válvula de control, provocada ya sea por falla del aire de instrumentos, falla de energía eléctrica o por congelamiento o entonación del instrumento.

En el anexo A se dará en forma detallada los factores que deben tomarse en cuenta para el cálculo de la masa a relevar para cada caso en particular.

1.4 COMPONENTES PRINCIPALES

El sistema de relevo está integrado básicamente por los dispositivos de seguridad, cabezal principal y subcabezales, tanque separador de líquidos y quemador de campo, los cuales se describen a continuación.

1.4.1 DISPOSITIVOS DE SEGURIDAD

Existen dos tipos de dispositivos de relevo de presión:

- a) Válvulas de relevo de presión
- b) Discos de ruptura.

La válvula de relevo de presión es un dispositivo automático, al cual se le puede ajustar un valor determinado para entrar en acción, una vez realizada su función, regresa a su posición originalmente cerrada.

De acuerdo al API-520, las válvulas de relevo de presión pueden ser:

- a) Válvula de relevo, es un dispositivo relevador automático de presión, actuado por la presión estática aplicada sobre la válvula, que abre en proporción al incremento de presión sobre la presión de apertura. Se usa principalmente para líquidos.
- b) Válvula de seguridad, es un dispositivo relevador automático de presión, actuado por la presión estática aplicada sobre la válvula, que tiene como característica, una apertura rápida completa, o acción de disparo; se usa para gases o vapores (En la industria petrolera se usa, normalmente, para aire o vapor de agua).
- c) Válvula de relevo-seguridad, es un dispositivo relevador de presión, adecuado para usarse como válvula de relevo o de seguridad, dependiendo de su aplicación (En la industria

petrolera se usa normalmente para gases, vapores o líquidos).

La Fig. 1.1., nos muestra una válvula relevo, con sus partes detalladas.

El disco de ruptura, es un dispositivo diseñado para ceder ante el empuje que ocasiona la presión excesiva; debe ser repuesto una vez que ha realizado su función. Se le usa principalmente en servicios corrosivos, ya sea en vapores, gases o líquidos.

Se usa fundamentalmente para prevenir daños por explosiones internas en los equipos, ya que su respuesta al aumento de presión es inmediata, además de que puede funcionar en presiones de relevo muy altas y en gastos que sobrepasen la posibilidad de una válvula de relevo-seguridad, sin embargo no se puede ajustar su ruptura a un valor exacto, por lo que generalmente se da un intervalo de presión de $\pm 5\%$.

Existen dos tipos básicos:

- a) Disco preabombado o convencional, recibe la presión del lado cóncavo. Su presión de $\pm 5\%$, la presión de ajuste debe ser aproximadamente de 1.5 veces la presión de operación, ya que es muy susceptible a la fatiga, se dispone gran variedad de tamaños y materiales, la fig. 1.2 nos muestra este tipo de disco de ruptura.
- b) Disco de pandeo inverso, recibe la presión del lado convexo, lo que le da una mayor resistencia a la fatiga, además de que puede ajustarse alrededor de 1.1 veces la presión de operación, su presión varía de $\pm 2\%$, una forma esquemática del disco de ruptura de pandeo inverso puede observarse en la fig. 1.3.

1.4.2 CABEZAL PRINCIPAL Y SUBCABEZALES

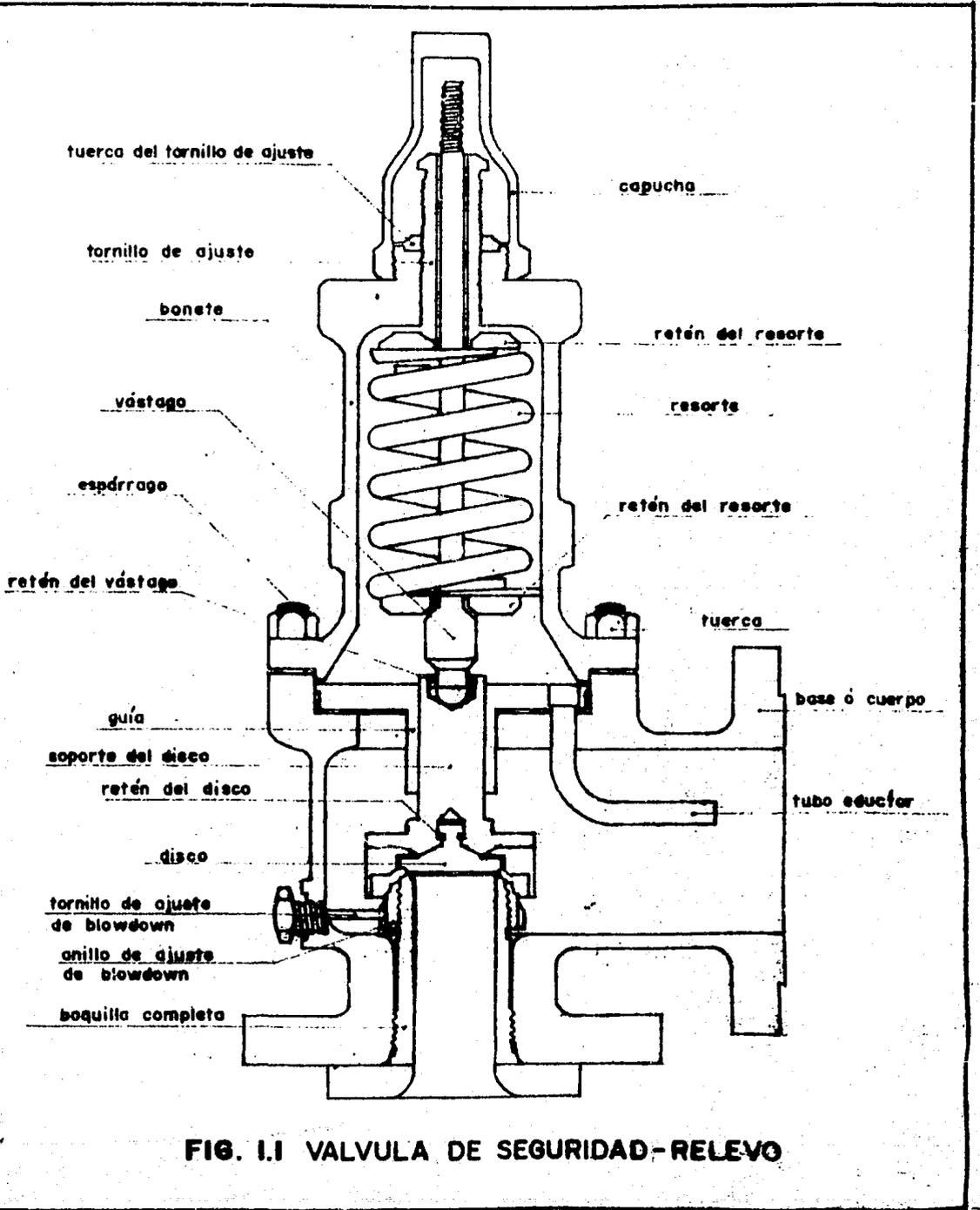


FIG. 1.1 VALVULA DE SEGURIDAD-RELEVO

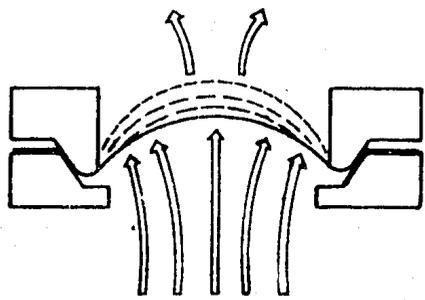


FIG.1.2 DISCO DE RUPTURA CONVENCIONAL

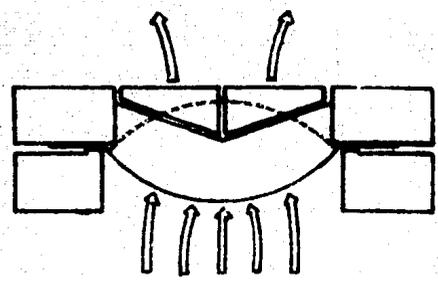


FIG.1.3 DISCO DE RUPTURA DE PANDEO INVERSO

El diseño del cabezal principal y los subcabezales auxiliares debe de hacerse de forma tal que al seleccionar un diámetro éste no ocasione una caída de presión mayor que la disponible, además de no ser mayor de lo necesario, para evitar que los costos se incrementen.

El cabezal principal y los subcabezales de relevo se diseñan en base a los siguientes factores:

- a) Distribución física de la planta
- b) Tipo de proceso
- c) Máxima descarga simultánea de los dispositivos de alivio.
- d) Tipo y características de las válvulas de relevo
- e) Caída de presión disponible.

El máximo gasto a desfogar, depende del conjunto de dispositivos de alivio, que han de relevar en forma simultánea, lo cual puede deberse a:

- a) Fuego total o localizado
- b) Descarga bloqueada
- c) Ruptura de tubos
- d) Falla de agua de enfriamiento
- e) Falla de reflujo
- f) Exp. térmica de líquidos
- g) Falla de corriente eléctrica
- h) Falla de control.

La causa que maneje la mayor masa total simultánea, será la que gobierne el dimensionamiento del diámetro, cuando haya dos o más causas que manejen masas totales similares, la causa con mayores temperaturas de relevo, es la que gobierna el dimensionamiento, ya que maneja mayores volúmenes, también debe de tomarse en cuenta la contrapresión sobre cualquiera de los dispositivos de alivio, ya que ésta, no debe de exceder el 10% de

la presión de relevo, de los discos de ruptura y de las válvulas de seguridad y/o relevo, del tipo convencional, ni del 30-50% para válvulas de relevo y/o seguridad balanceadas.

1.4.3 TANQUE SEPARADOR DE LIQUIDO

Las corrientes que maneja el cabezal principal de relevo, llevan una composición muy variada y flujos en diferentes fases, por lo que esta corriente se separa mediante un tanque separador de líquido, el cual tiene la finalidad de separar las fracciones líquidas que traigan las descargas de los dispositivos de seguridad, ya que cuando se queman gotas de líquido, existe el peligro de que éstas caigan al piso encendidas, lo que provocaría algún incendio.

El diseño de estos tanques se basa en la disminución de la velocidad de la mezcla, para obtener la mayor separación posible entre las dos fases, tomando en cuenta la acumulación o tiempo de residencia necesario para una buena separación.

En base al tiempo de residencia requerido, estos tanques serán de tipo horizontal (fig. 1.4) o vertical (fig. 1.5), como regla general, para un tiempo de residencia grande se empleará un tanque horizontal, en tanto que para un tiempo de residencia corto, es preferible utilizar tanques verticales.

1.4.4 QUEMADOR DE CAMPO

El quemador es un dispositivo efectivo y seguro para eliminar el exceso de hidrocarburos debido a fallas en los equipos o emergencias mayores, tales como un mal funcionamiento de instrumentos, falla en la corriente eléctrica o fuego en la planta, estos hidrocarburos son conducidos al quemador a través del cabezal principal de relevo.

Existen principalmente tres tipos de sistemas de quemado, éstos

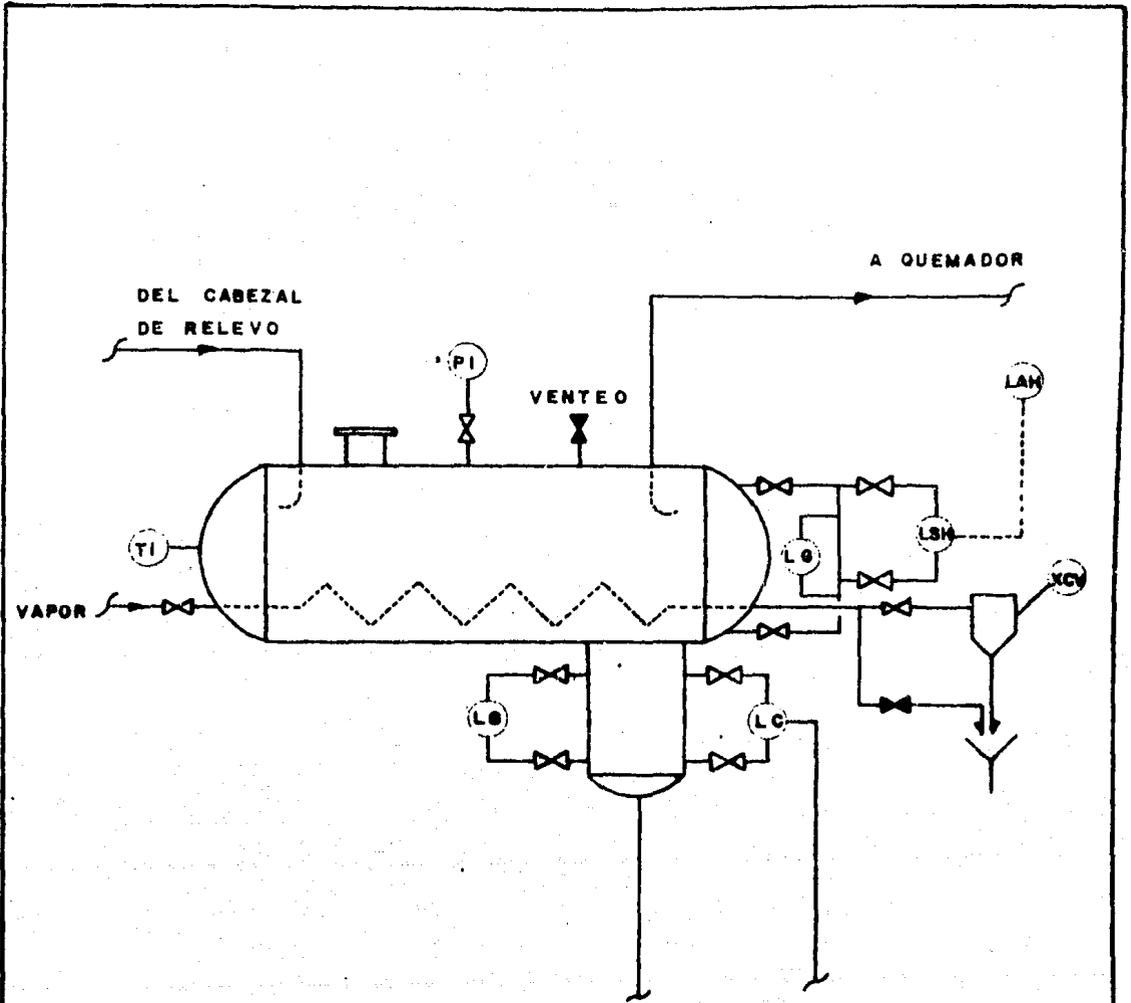
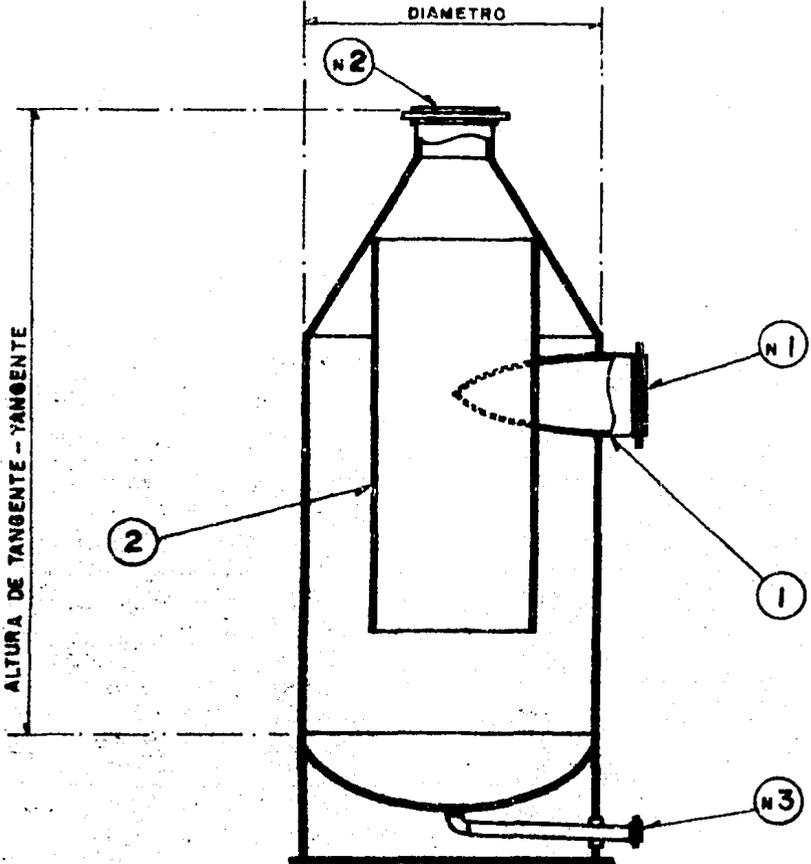


FIG. 1.4 TANQUE SEPARADOR DE LIQUIDO HORIZONTAL.



ITEM	Cantidad	DESCRIPCION
1		ENTRADA TANGENCIAL
2	1	BAÑE SEPARADOR

Designación	DESCRIPCION	SERVICIO
N 1	N.B. CL 150 RFSO Flange	Entrada de gas de quemado
N 2	N.B. CL 150 RFSO Flange	Salida de gas de quemado
N 3	N.B. CL 150 RFSO Flange	Dren.

FIG. I.5 TANQUE VERTICAL, SEPARADOR DE LIQUIDO

son los que emplean:

- 1.- Quemador elevado
- 2.- Quemador de fosa
- 3.- Quemador multijet.

Los cuales considerando la forma de combustión, pueden ser:

- a) Con humo
- b) Sin humo
- c) Endotérmicos.

Cada tipo tiene sus ventajas, problemas de operación y consideraciones de diseño específicas, las cuales se discutirán en forma detallada en los capítulos posteriores.

Los factores comunes a todos los sistemas son:

- a) Presión de relevo, sistemas de recuperación y recolección, la seguridad de operación de la planta, la protección de los alrededores, y cumplir con los requerimientos de control de contaminación (Lo cual depende del apropiado diseño y operación del sistema de quemado).
- b) Contaminación de aire, por lo que respecta a la emisión de humo, óxido de azufre, óxido de nitrógeno, ruido, calor y luz.
- c) Dispersión de los productos de combustión, una forma de minimizarlos es mediante el empleo de diluyentes, los cuales reducen los polulantes a concentraciones inócuas.

- d) Eliminación de líquidos de entrada; como se tienen mezclas complejas de vapores de hidrocarburos a altas temperaturas, se presenta la formación de condensados, lo que ocasiona humo y mayores emisiones de luz, previniéndose mediante la instalación de un tanque separador de líquido, como el mostrado en las figs. 1.4 y 1.5 .
- e) Prevención del retorno de flama o flash back, cuando se tienen gastos bajos de relevo, el aire puede ocasionar un retroceso a través de la punta del quemador, formándose una mezcla explosiva en la línea, éstas mezclas pueden quemarse, ya sea desde los pilotos o por la flama central, los cuales son quemados rápidamente. Generalmente se coloca un sello de agua para prevenir este fenómeno.
- f) Carga del quemador causada por fuego en una unidad de proceso, cuando el vapor generado en un equipo se debe a:
- Vaporización del líquido debido a fuego
 - Cambio en la densidad del vapor al reducirse la presión
 - El equilibrio líquido-vapor hasta la verdadera presión de reducción.

La carga total del sistema es la suma de las cargas de vapor de cada uno de los equipos.

- g) Sistema de ignición, los gases son quemados por pilotos instalados en la punta del quemador.
- h) Control, en algunas plantas el quemador es visible desde el cuarto de control, pudiendo, en algunos casos, el operador ajustar manualmente el flujo de vapor requerido para la operación sin humo, en algunas plantas el control de vapor

es automático, por lo que el operador hace correcciones cuando los controles fallan.

Cuando el quemador no es visible desde el cuarto de control, se puede instalar un circuito cerrado de televisión, para ayudar al operador en el control del quemador.

i) Medición del gasto, la medición del gasto en el cabezal principal y subcabezales de relevo es deseable por las siguientes razones:

- Para determinar pérdidas
- Para detectar fugas
- Para suministrar un control automático de inyección de vapor.

Los quemadores originalmente se usaron en la industria del aceite y petroquímica, desde la fase inicial de producción hasta la de transporte, almacenamiento, refinación y distribución, los quemadores también se han colocado en plataformas en terminales de LPG y LNG, en gaseoductos, en refinerías y en terminales de almacenamiento.

CAPITULO II

CLASIFICACION DE LOS SISTEMAS DE QUEMADORES DE CAMPO

2.1 CLASIFICACION DE ACUERDO A LA ESTRUCTURA

2.1.1 QUEMADOR ELEVADO

2.1.1.1 QUEMADOR TIPO TORRE

2.1.1.2 QUEMADOR CABLEADO

2.1.1.3 QUEMADOR AUTOSOPORTADO

2.1.2 QUEMADOR MULTIJET

2.1.3 QUEMADOR DE FOSA

2.2 CLASIFICACION DE ACUERDO A LA FORMA DE COMBUSTION

2.2.1 QUEMADORES CON HUMO

2.2.2 QUEMADORES SIN HUMO

2.2.3 QUEMADORES ENDOTERMICOS

CAPITULO II

CLASIFICACION DE LOS SISTEMAS DE QUEMADORES DE CAMPO

El quemador de campo, es un dispositivo efectivo y seguro, para eliminar el exceso de hidrocarburos, causado por el incremento de presión debido a fallas en los equipos, como son descarga bloqueada, fuego, falla de instrumentos, falla en la corriente eléctrica, etc.

Antes del empleo de los quemadores, los hidrocarburos eran venteados directamente a la atmósfera; esta situación creaba dos problemas: a) de seguridad, es decir, que la acumulación del vapor, llegue a una concentración tal, que sea factible de ignición, ocasionando una explosión y fuego, con consecuencias devastadoras, tanto para el personal de operación como para la misma planta y alrededores, y b) Contaminación ambiental, a cuyo respecto en nuestro país, ya existen algunas reglas enfocadas a la regulación -e la contaminación ambiental (Humo, ruido y luminosidad).

Originalmente, los quemadores estaban constituidos por una línea vertical u horizontal, y la corriente de ignición de gas, por una flecha de flama, ésta situación se ha modificado en forma notable, con la finalidad de lograr una mayor seguridad, mejor mantenimiento, protección del ambiente, conservación de energía, bajos niveles de ruido e imprevistos económicos, por lo que los nuevos quemadores de campo son capaces de operar confiablemente y eficientemente bajo diferentes condiciones.

De acuerdo a las modificaciones hechas al quemador original, tenemos que, de acuerdo a la estructura, los sistemas de quemadores pueden ser:

- a) Elevados
- b) Multijet
- c) De fosa

Estos sistemas de quemado, dependiendo de la forma de combustión pueden ser:

- a) Con humo
- b) Sin humo
- c) Endotérmicos

A continuación se dan las características más importantes de éstos sistemas de quemadores.

2.1 CLASIFICACION DE ACUERDO A LA ESTRUCTURA

2.1.1 QUEMADOR ELEVADO

Originalmente, los quemadores elevados, no eran más que un tubo abierto, con un piloto de gas, para quemar cualquier hidrocarburo dentro de la chimenea, los cuales se empleaban para quemar hidrocarburos ligeros, tales como, metano o gas natural; pero cuando se tuvo la necesidad de quemar gases pesados, se encontró que el quemado ocurría con gran desprendimiento de humo, por lo que éstos quemadores se modificaron en forma tal, que incluyeran métodos de control de humo (Tales como inyección de vapor, agua, etc), los cuales trajeron consigo problemas de ruido; otro problema que traen aparejados estos quemadores es la luminosidad de la flama, pudiéndose reducir incrementando la velocidad de inyección de vapor.

El hecho de que sean elevados es, para mantener la llama y el calor que la misma irradia lo suficientemente lejos de equipos y zonas de operación, para evitar que éstos resulten dañados o en el caso de manejar gases con sustancias tóxicas, prevenir su dispersión.

Los principales componentes de un quemador elevado son:

- Boquilla (Sin humo o con humo)
- Sello de gas (opcional)
- Cabezal elevador de gases
- Sello de agua (opcional)
- Separador de partículas (opcional)
- Tablero de ignición
- Tuberías de servicios
- Plataformas y escaleras (opcional)
- Sistema de soporte

De acuerdo a la estructura del sistema de soporte los quemadores elevados se dividen en:

- a) Tipo torre
- b) Cableado
- c) Autosoportado

2.1.1.1 QUEMADOR TIPO TORRE

Los quemadores tipo torre, tienen una estructura en forma de torreta, como puede observarse en la fig. 2.1, son ideales para instalarse dentro del área de la planta, cuando las distancias de los demás equipos a este quemador se encuentran limitadas por falta de espacio disponible, ya sea que por ser de tipo elevado, disminuye la radiación a niveles aceptables, tanto para los operarios, como para el equipo que forma parte de la planta. Los costos de los quemadores tipo torre, son mayores, que en el caso de un sistema cableado, por lo que su selección se basa en la disponibilidad de espacio. Se emplean hasta alturas de 122 m.

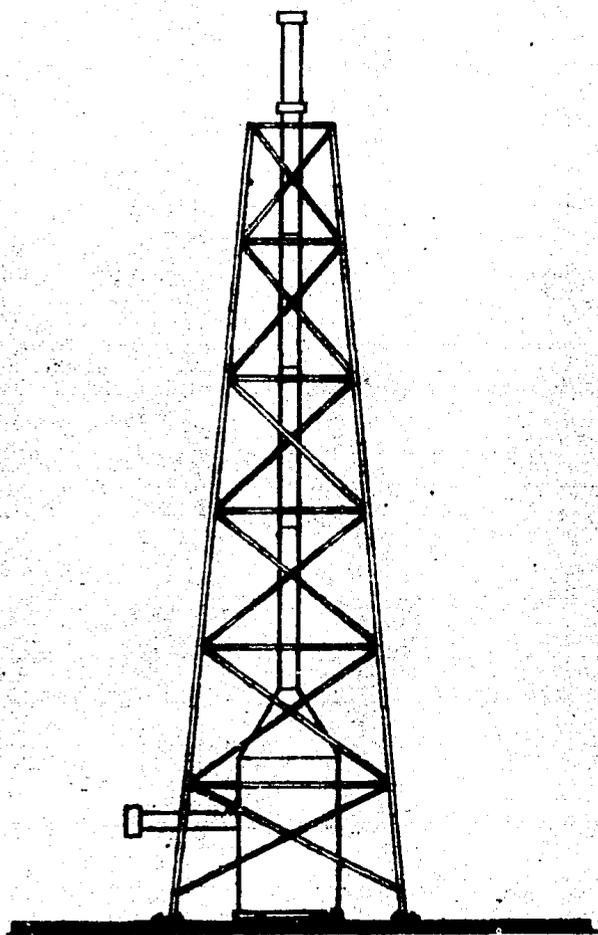


FIG.2.1 QUEMADOR TIPO TORRE

2.1.1.2 QUEMADOR CABLEADO

El quemador cableado, se emplea cuando se requieren diámetros de chimenea grandes y para alturas de más de 185 m. El quemador es sostenido por cables, cuyas anclas forman un diámetro muy similar a la altura del quemador, por lo que, se requiere gran área disponible para su instalación, La fig. 2.2, nos muestra en forma esquemática, un quemador cableado. El uso de éste tipo de quemador, para alturas menores depende de la distancia con los otros equipos de la planta, ya que éstos, generalmente, cuestan menos que los de tipo torre.

2.1.1.3 QUEMADOR AUTOSOPORTADO

El quemador autosoportado, se emplea para alturas de 76 m o menos, es no solamente más económico y más fácil de erigir, sino que también requiere menor espacio, ver fig. 2.3; ya que para la instalación de un quemador autosoportado de 76 m, se necesita una base de aproximadamente 3.6 m de diámetro, en tanto que uno tipo torre, de la misma altura, ocupa una base aproximadamente de 7.3 m, y uno cableado tendrá una base de aproximadamente 76 m.

2.1.2 QUEMADOR MULTIJET

El quemador multijet, fué desarrollado para eliminar el problema del humo y la emisión de luces, cuando se quema gran cantidad de hidrocarburos, durante una emergencia.

Los quemadores multijet, son de diseño simple, consisten de una serie de tubos paralelos o "líneas de quemado", los cuales atraviesan la base de la chimenea, cada línea de quemado está formada por una hilera de pequeñas boquillas, que descargan verticalmente, dentro de la chimenea; donde el aire es mezclado con los hidrocarburos, con el fin de lograr una operación sin humo. La fig. 2.4 nos muestra un diagrama de flujo simplificado.

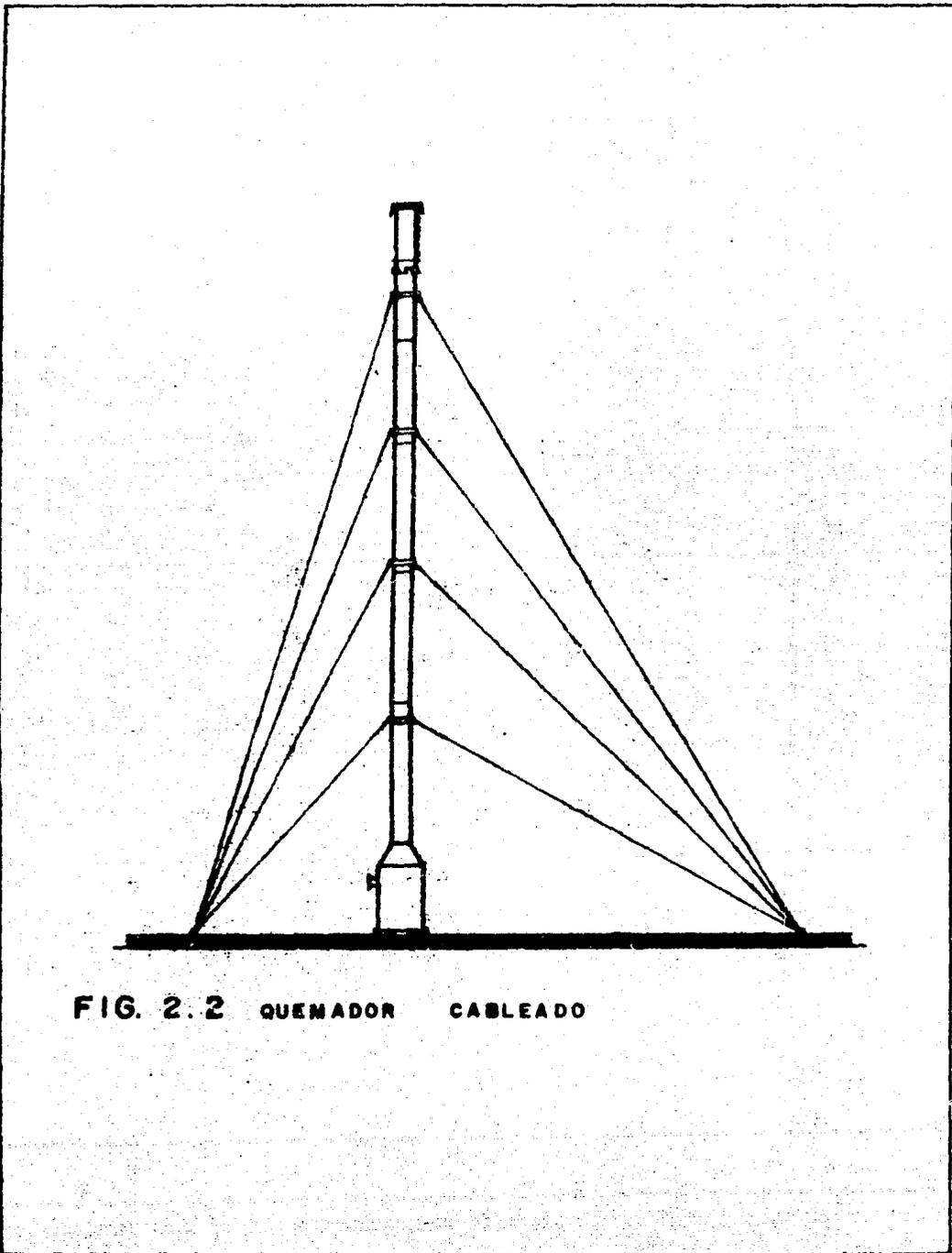
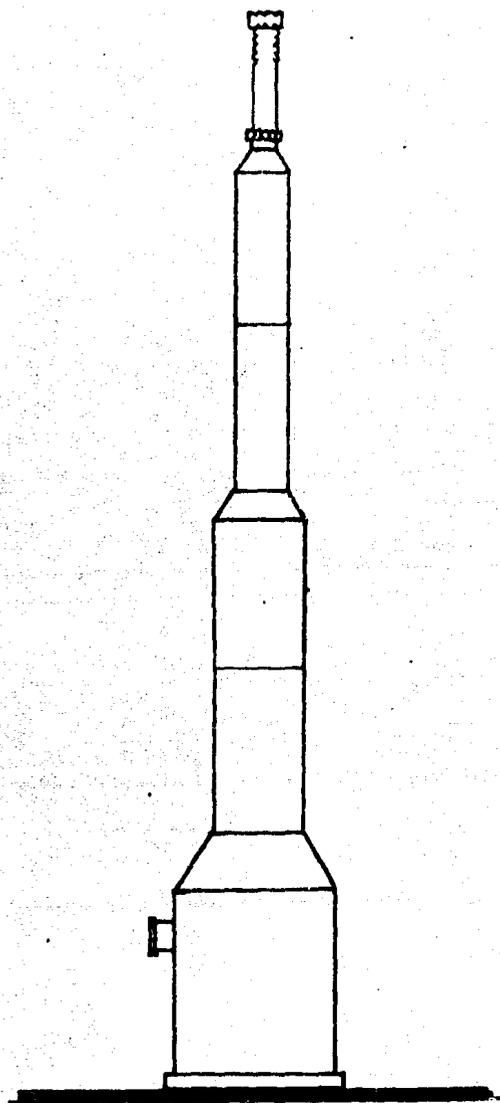


FIG. 2.2 QUEMADOR CABLEADO



QUEMADOR AUTOSOPORTADO

FIG.- 3-3

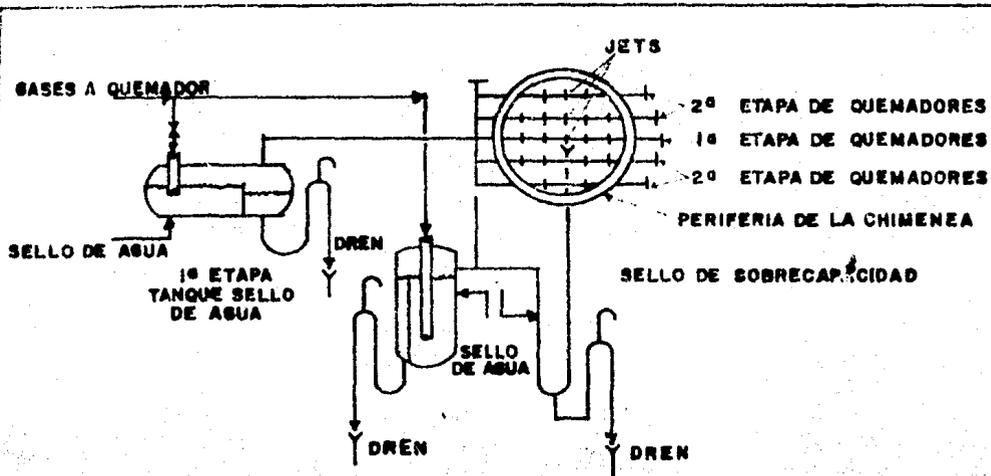


FIG. 2.4 DIAGRAMA DE FLUJO DE UN QUEMADOR MULTIJET

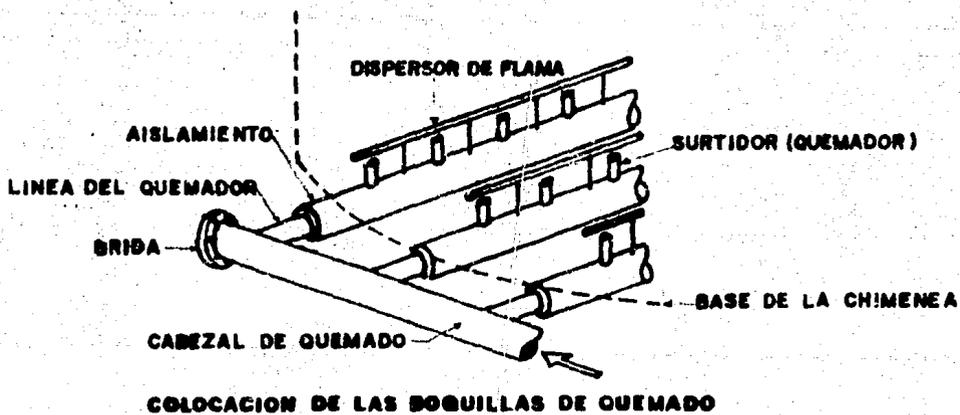


FIG. 2.5 DETALLES DEL QUEMADOR MULTIJET

do, para este tipo de quemador.

Ya que, los quemadores multijet, consisten de una gran cantidad de quemadores pequeños, en lugar de uno grande, proporcionan una operación quieta, además de bajos costos de operación, derivados de los bajos consumos de gas para pilotos utilizados; las emisiones de luces también se reducen grandemente.

Las Fig. 2.5 y 2.6 nos muestran detalles del quemador multijet, donde generalmente, las boquillas de los jets son de cinco pulgadas de longitud y una pulgada de diámetro; la velocidad de flujo recomendada es de 61 200 ft³ std/día, para cada jet, los jets tienen un arreglo cuadrado o rectangular con un pitch de 18 a 24 in.

2.1.3 QUEMADOR DE FOSA

Los quemadores de fosa, consisten de una o más cámaras de combustión, de material refractario, quemadores mamparas, pilotos y sellos de agua. Pueden ser con desprendimiento de humo o sin humo, dependiendo de los dispositivos adicionales que lleve el quemador, lo cual estará de acuerdo a los requerimientos de control de contaminación y necesidades de la planta.

Aunque los quemadores elevados, con alturas extremadamente grandes, se aceptan, la tendencia actual es la de emplear los quemadores de fosa, por su notable seguridad y mayor protección del medio ambiente, o la combinación de éstos con los quemadores elevados, es decir, emplear un pequeño quemador de fosa, para operaciones normales o intermitentes y un gran quemador elevado (con o sin humo) para situaciones de emergencia.

Se han diseñado quemadores de fosa, para manejar hasta ocho corrientes de gases de desecho, comprendidas en el rango de compuestos ricos en hidrógeno hasta hidrocarburos pesados. Una ingeniería apropiada de quemador de fosa, combina diseños de ahorros de energía con un eficiente con-

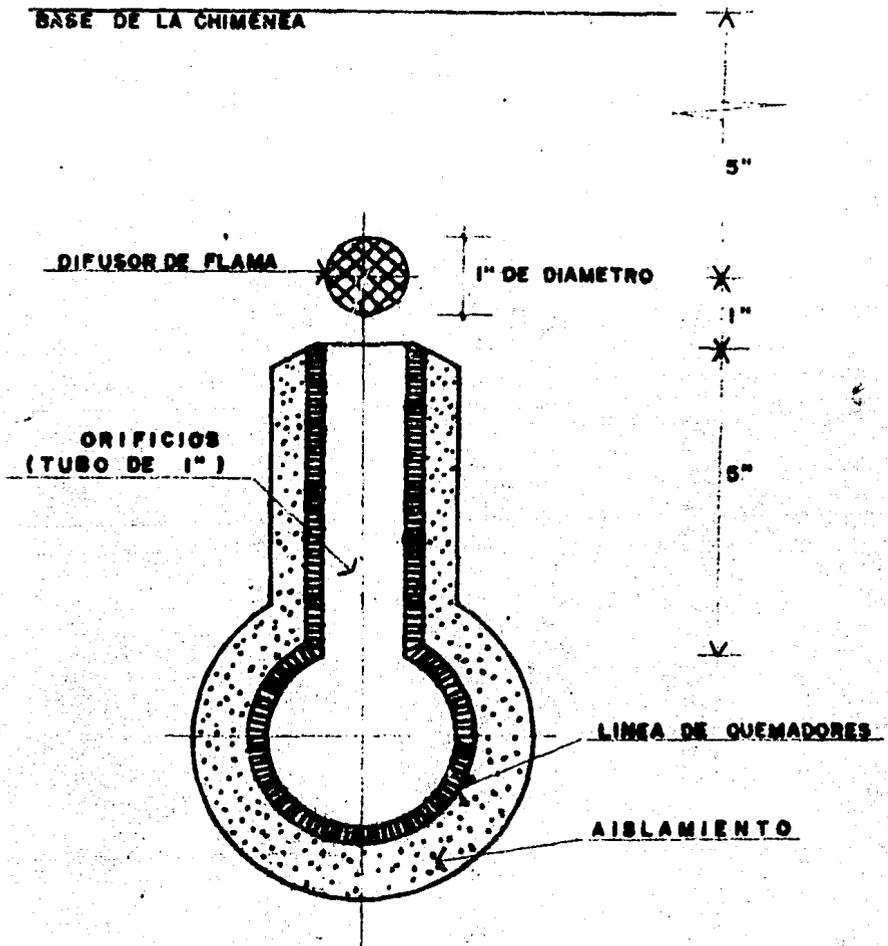


FIG. 2.6. DIMENSIONES CRITICAS DEL QUEMADOR

trol de contaminantes; otras de las ventajas de estos quemadores son:

- a) Altas velocidades de vaciado, originando una alta eficiencia de quemado, de los gases de desecho.
- b) Bajo contenido de Btu en los gases de desecho.
- c) Vapores ricos en hidrógeno
- d) No hay problemas de radiación térmica
- e) No es visible la luminosidad.
- f) Niveles de ruido bajos
- g) Consumos de vapor, gas de purga y gas de ayuda mínimos.

Una de las aplicaciones de este tipo de quemadores lo es, una instalación en la Shin-Nittetsu (Nippon Steel) Chemical Co., Ltd., en la ciudad de Oita, Japón, el cual maneja en forma satisfactoria, y con extrema seguridad, los requerimientos de control de ruido y contaminación, en una área densamente poblada; la instalación mencionada quema hasta ocho corrientes de gases de desecho, las cuales tienen grandes variaciones, en temperatura, presión y gasto; cuyos pesos moleculares de los compuestos varían de 4.4 a 68.3 lb/lb mol; incluyendo sulfuro de hidrógeno, parafinas pesadas, olefinas, diolefinas, benceno, tolueno, xileno, ciclopentadieno y muchos pesados.

Siete de las ocho corrientes gaseosas, son aisladas de las unidades de combustión, por medio de un sello de agua, lo cual protege al sistema del posible retroceso de la flama; dando un importante margen extra de seguridad alrededor del área densamente poblada, que se encuentra en el entorno a la planta.

2.2 CLASIFICACION DE ACUERDO A LA FORMA DE COMBUSTION

Considerando la forma de combustión, los diferentes sistemas de quemado mencionados en el punto anterior (elevados, multijet y de fosa), se clasifican en:

- 1.- Quemadores con humo
- 2.- Quemadores sin humo
- 3.- Quemadores Endotérmicos

Cuya descripción se dá en los puntos siguientes.

2.2.1 QUEMADORES CON HUMO

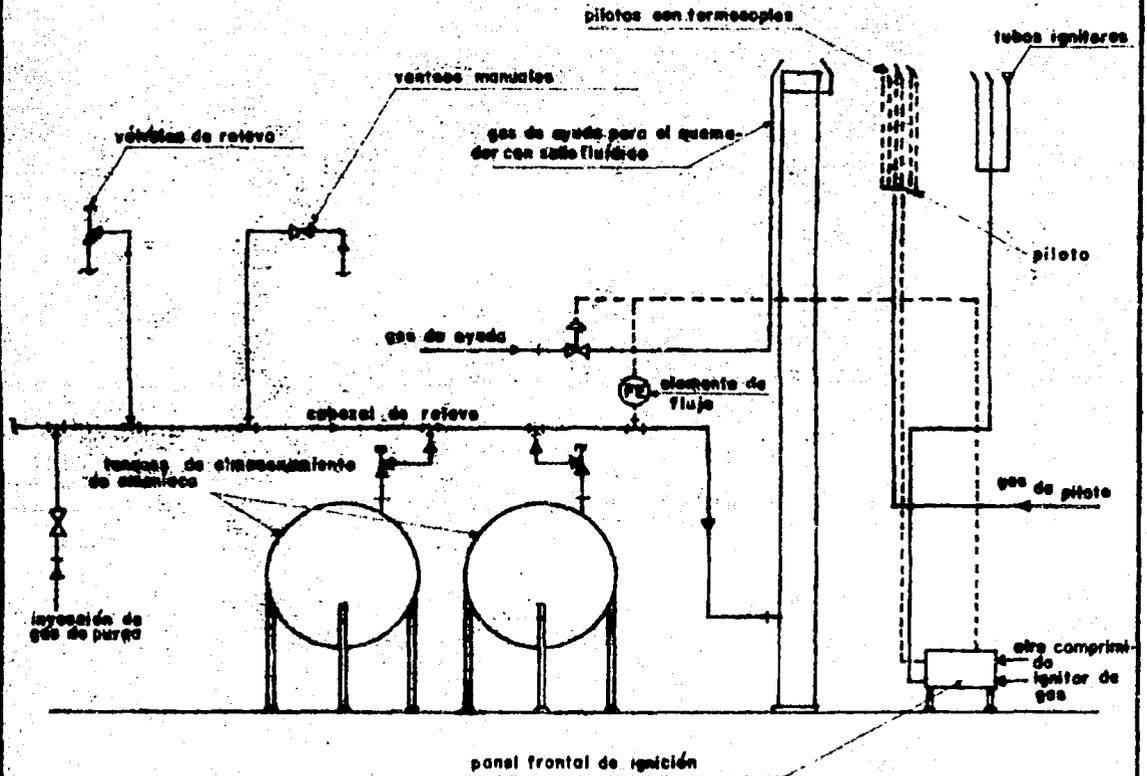
Los sistemas de quemado más simplificados, y a la vez con mayores limitaciones, están constituidos por los quemadores "con humo", ya que por no contar con dispositivos especiales de eliminación de humo, se utilizan para quemar corrientes de vapor e hidrocarburos, tales como metano, hidrógeno, monóxido de carbono, gas coque y amoníaco, que no producen grandes desprendimientos de humo.

También pueden quemarse hidrocarburos pesados, pero con un desprendimiento considerable de humo, además de que la combustión no se lleva a cabo en forma eficiente, pudiéndose tolerar solamente si el quemado ocurre esporádicamente y durante emergencias de poca duración.

La fig. 2.7, nos muestra una instalación típica de éste tipo de quemadores, para el caso de una planta de amoníaco, en donde el cabezal de desfogue llega al quemador provisto de una corriente de gas de ayuda, para un quemado eficiente.

Los quemadores de fosa, para quemado con emisión de humo, están

FIG. 2.7 : INSTALACIÓN TÍPICA DE QUEMADORES CON HUMO: PLANTA DE AMONIACO



formados por una boquilla de quemado protegida internamente con material refractario; un sistema de seguridad o sello interno, constituido por mamparas, colocadas en forma tal, que eviten el retroceso de la flama, y minimicen el gasto del gas de ayuda.

Los principales usos, de los quemadores con humo, son en:

- Plataformas
- Pruebas de pozos
- Terminales de LNG/LPG (Gas natural licuado / Gas propano licuado).
- Terminales de almacenamiento de amoníaco
- Plantas de energía nuclear
- Tratamiento de aguas residuales
- Unidades grandes de refrigeración

2.2.2 QUEMADORES SIN HUMO

Los quemadores "sin humo" se utilizan cuando se desea disponer limpiamente de corrientes de gases de desecho por medio de una adecuada distribución de oxígeno en la zona de combustión, con el fin de lograr un quemado sin emisión de humo o contaminantes.

En los quemadores elevados, el humo se reduce suministrando aire adicional en el tope. El método más común es la inyección de vapor, pero también puede emplearse un soplador para suministrar el aire directamente.

Se han desarrollado varios sistemas de inyección, a continuación se describen cuatro de las técnicas más empleadas.

Método I.- Es el tipo central de inyección de vapor, fig. 2.8, donde el vapor es alimentado a través de un simple jet localizado en el centro de la chimenea, cercano a la punta de la misma; esta técnica es la más barata, ya que los requerimientos de vapor son mínimos, pero tiene el inconveniente de que sólo puede emplearse cuando el peso molecular de los gases es bajo.

Método II.- Este tipo de inyección de vapor se usa en chimeneas pequeñas, generalmente, menores de 24 in de diámetro; y consiste en la inyección de vapor en la zona de quemado, arriba de la punta de la chimenea, por una serie de jets conectados a un anillo de vapor, tal como se aprecia en la fig. 2.9, el consumo de vapor baja al disminuir el peso molecular de los gases quemados.

Método III.- El método consiste de una combinación de los dos anteriores, como se observa en la fig. 2.10, y se utiliza principalmente en quemadores con un diámetro mayor de 2 ft.

Método IV.- Es un nuevo tipo descrito por Shore (31), el cual emplea el efecto "coanda", para lo cual se emplea una serie de boquillas, ver fig. 2.11

La cantidad de oxígeno requerida, varía con la clase de combustible, como puede observarse en la tabla 2.1, anteniéndose constante dentro de una misma rama.

FIG. 2.8 METODO I : TIPO CENTRAL DE INYECCION DE VAPOR .

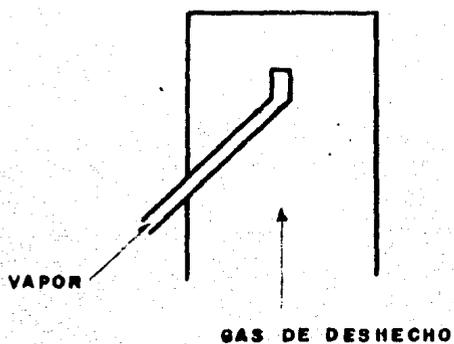


FIG. 2.9 METODO II : TIPO ANULAR DE INYECCION DE VAPOR.

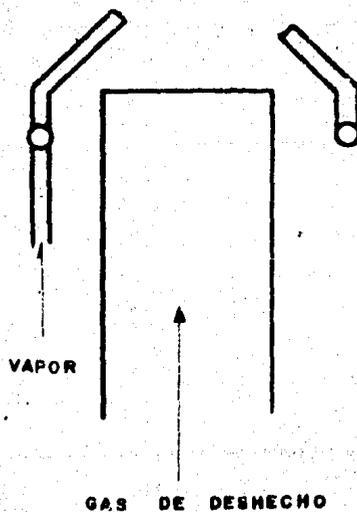


FIG. 2.10 METODO III: INYECCION DE VAPOR CENTRAL Y ANULAR .

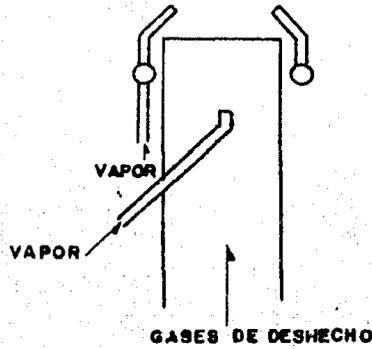


FIG. 2.11 METODO IV: EFECTO COANDA

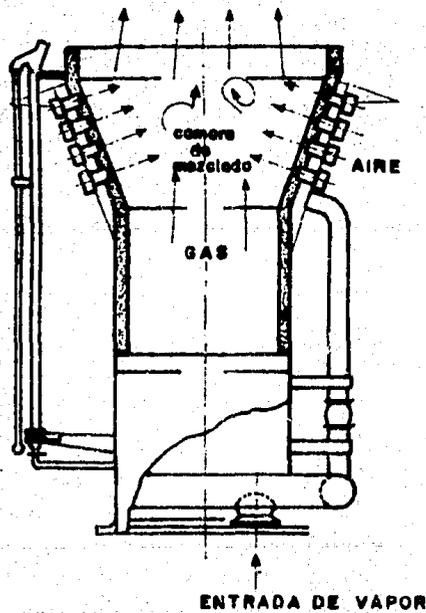


TABLA 2.1 REQUERIMIENTOS DE AIRE

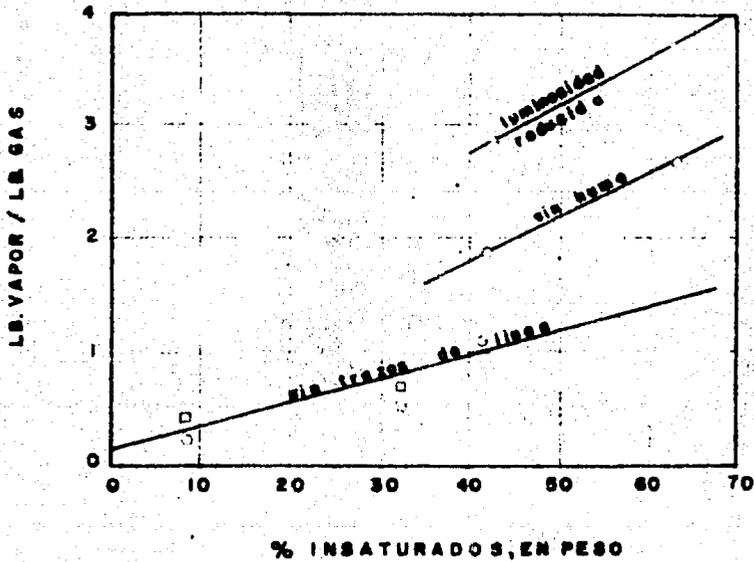
GAS TIPO	REQUERIMIENTOS DE AIRE		
	ft ³ /lb	lb/lb de Comb.	
Etano	12.6	16.2	
Propano	PARAFINA	8.6	15.7
Butano		6.5	15.5
Etileno	OLEFINA	13.5	14.8
Propileno		9.0	14.7
Acido sulfhídrico		11.1	6.1

Fuente: L.G. Vanderline; Smokeless Flares; Hyd Proc. Oct. 1974, 99

La cantidad de vapor requerida para la combustión sin humo, depende de, la cantidad de vapor, del porcentaje de insaturados y del peso molecular, por lo que una forma rápida de determinar el consumo de vapor, a distintos porcentajes de insaturación, lo constituye el empleo de la figura 2.12

Para determinar el porcentaje de carbón escapado como humo negro, se emplea la fig. 2.13; donde se observa que la producción de humo depende de la razón h/c por el peso de los gases a quemar; Por ejemplo, en el quemado del metano (h/c = 0.33) no hay producción de humo, en el quemado de etano (h/c = 0.25) hay producción de humo muy ligero; pero al quemarse propano (h/c = 0.22) hay producción de humo pesado, es decir, que al incremen

FIG. 2.12 GASTOS REQUERIDOS DE VAPOR PARA QUEMADORES ELEVADOS.



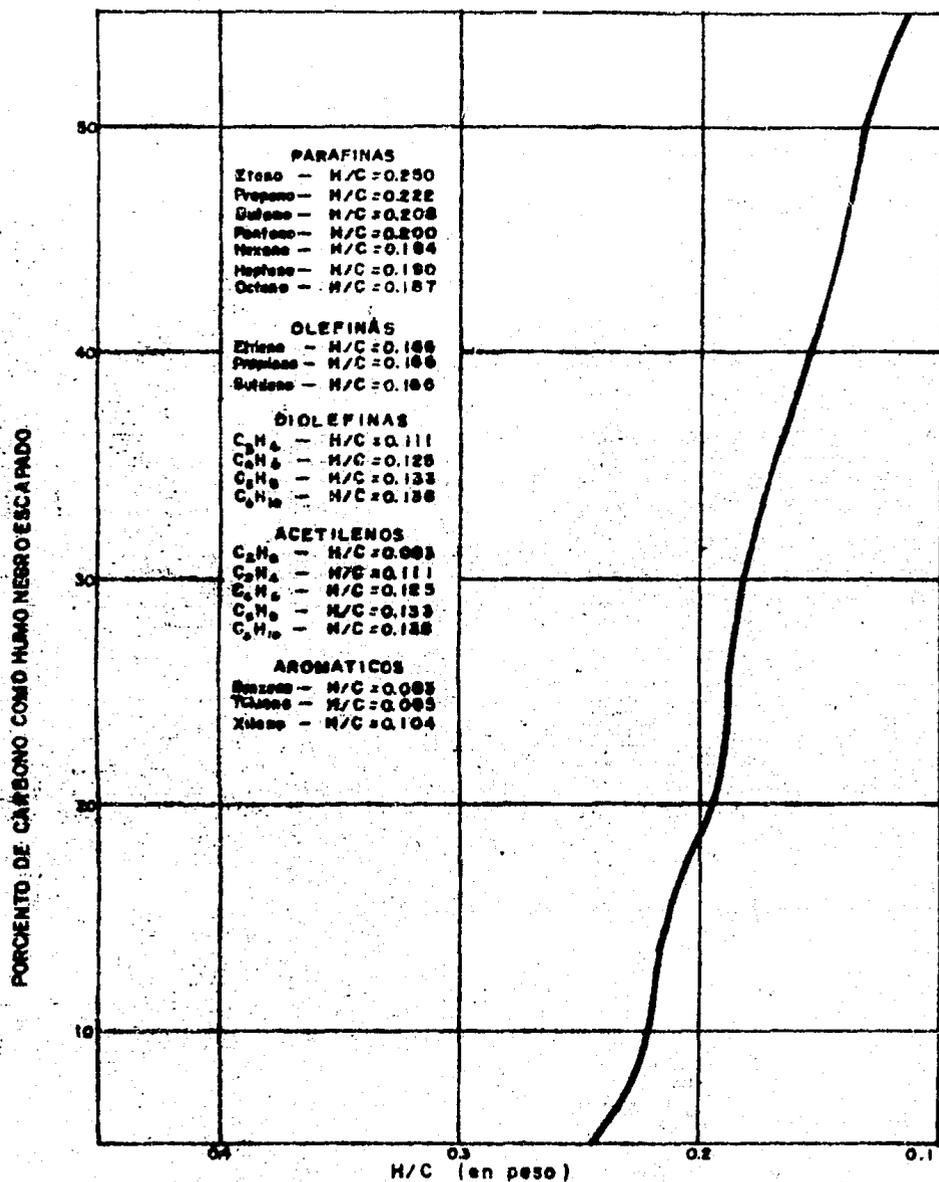


FIG. 2.13 PRODUCCION DE HUMOS EN FUNCION DE LA RELACION EN PESO DE LOS GASES A QUEMAR

tarse la intensidad del humo, la razón h/c baja.

Tan (36) sugiere un método alternativo, basado en suministrar 0.7 lb de vapor por lb de dióxido de carbono producido.

El aire requerido, para la combustión sin humo, también puede suministrarse mediante un soplador, a través de un tubo coaxial hasta la punta del quemador, tal como se muestra en la fig. 2.14 este método tiene la ventaja de una alta velocidad de vaciado, además de proporcionar una operación tranquila, en comparación con aquella que emplea vapor.

Para operaciones sin humo, se requieren aproximadamente 3.1 libras de aire por cada lb de hidrocarburo mandado al quemador.

En el caso de los quemadores de fosa, la formación de humo es controlada por la inyección de vapor, agua o aire, o por el uso de quemadores especiales.

Gibson y Vinson (16) diseñaron el Sistema Bivins, este sistema quemado líquidos y gases, desde una línea de 10 pulgadas y tres de cuatro pulgadas, las cuales contienen el vapor, utilizado para una operación sin humo, la fig. 2.15 nos muestra el diagrama de flujo correspondiente.

También se ha utilizado el agua en lugar de vapor, para suministrar aire dentro de la zona de combustión Lauderback (25) propone una instalación en la cual un gran número de boquillas atomizadoras produce una especie de neblina en la punta de un quemador horizontal, tal como puede apreciarse en la fig. 2.16 teniendo bajos requerimientos de agua; el gasto máximo de agua para un quemador de 42 pulgadas, con una capacidad de quemado de 50,000 libras de hidrocarburo por hora, es de 1,925 galones por minuto.

Smolen (31), describe la estructura mostrada en la fig. 2.17 constituida por tres chimeneas concéntricas de ladrillo. La chimenea situada más adentro es la cámara de combustión y contiene el quemador, pi

lotos encendedores y anillo de distribución de agua atomizada.

La chimenea externa es de 14 pies de diámetro por 30 pies de tan gente-tangente, y crea suficientes corrientes de aire, para asegurar un - 150% de exceso de aire.

La cantidad de agua requerida varía de 1.2 a 1.9 libras/libra de hidrocarburo, dependiendo del peso molecular y del contenido de insatura - dos.

FIG. 2.14 SUMINISTRO DE AIRE A UN QUEMADOR SIN HUMO.

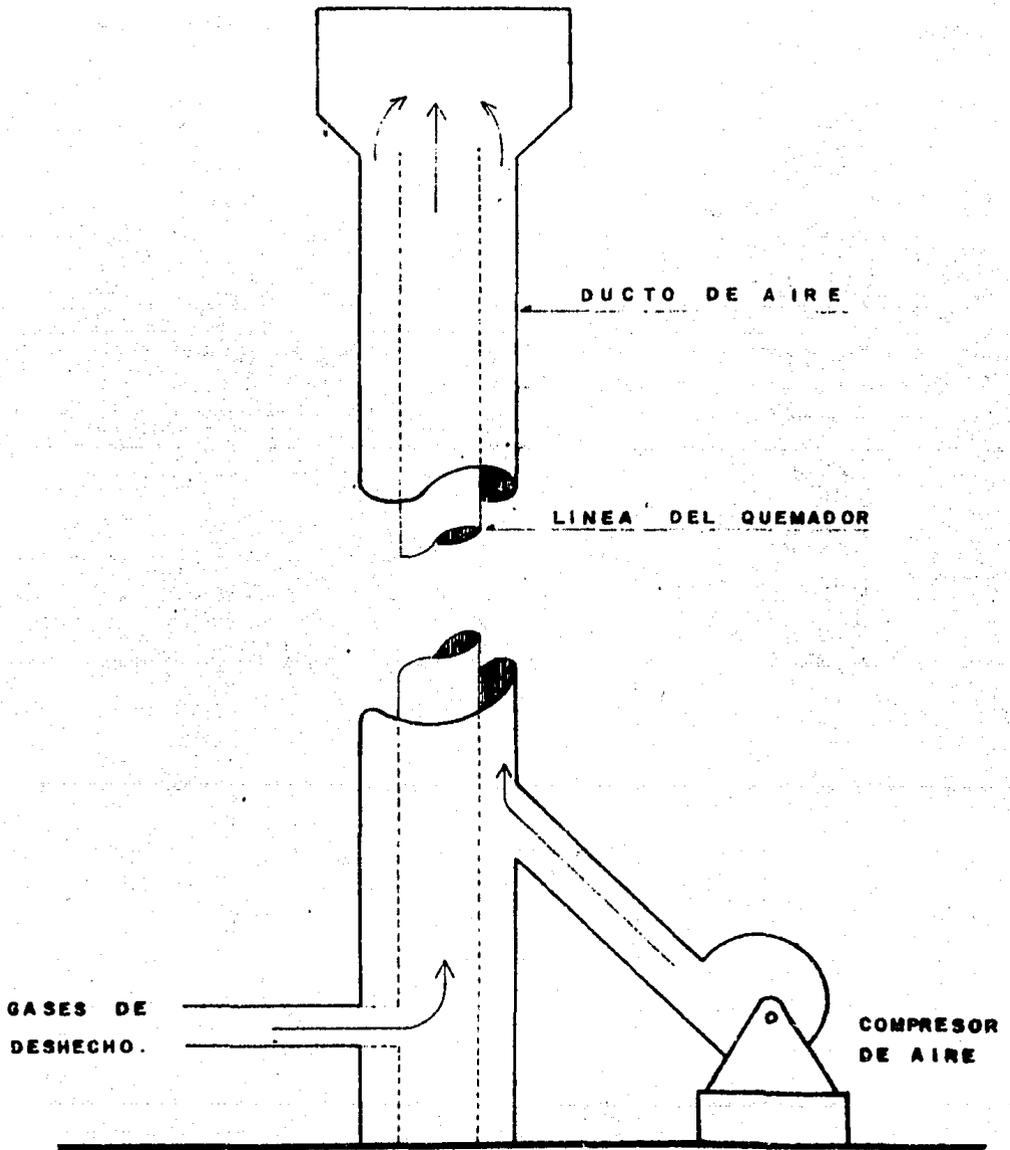
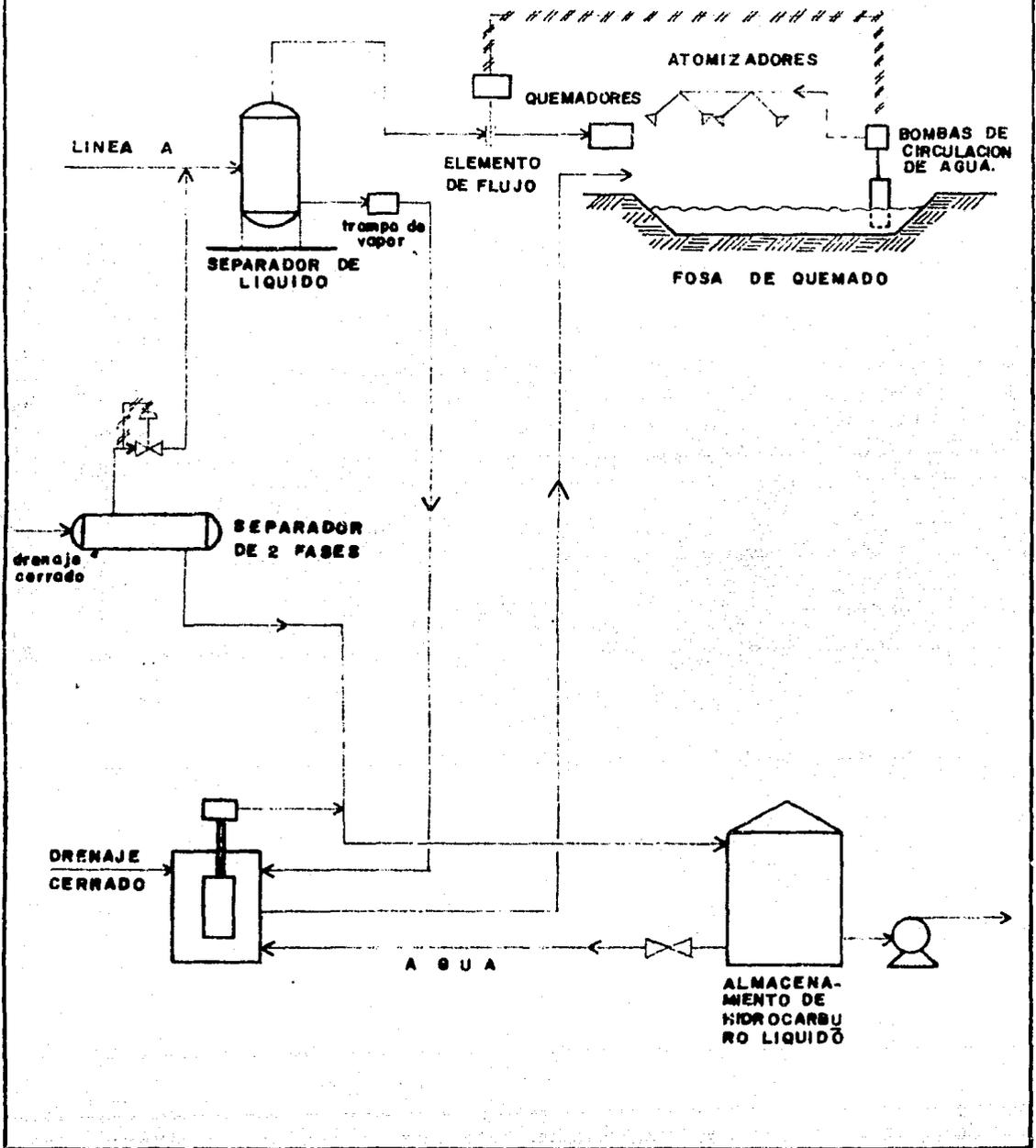
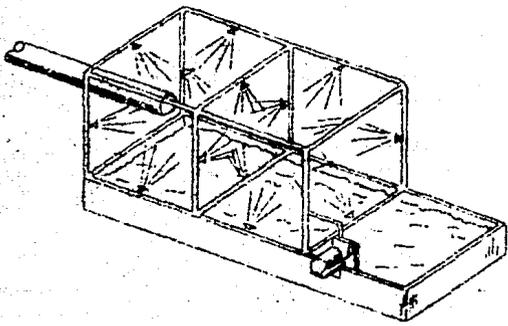


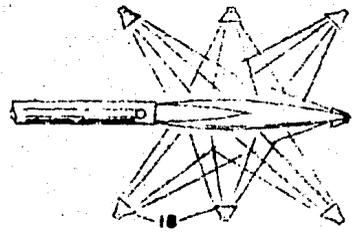
FIG. 2.15 SISTEMA BIVINS



**FIG. 2.16 INYECCION DE AGUA A QUEMADQ
RES DE FOSA.**



D E T A L L E



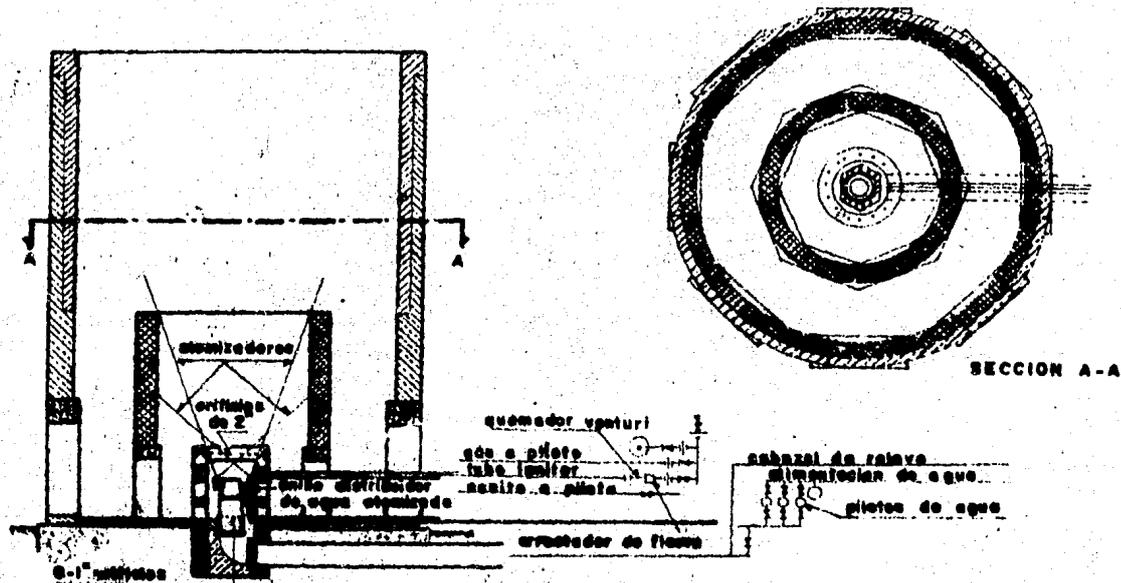


FIG. 2.17 TIPO DE ATOMIZACION DE AGUA EN UN QUEMADOR DE FOSA .

Si se quiere una operación sin humo y una combustión completa sin la ayuda de vapor, agua o aire, se emplean los quemadores multijet, los cuales se basan en la obtención de pequeños flujos de gas distribuidos a través de numerosas boquillas de quemado, cuyas altas velocidades crean una alta turbulencia, con lo que se logra una operación muy eficiente.

Debido a que los costos de operación y mantenimiento son grandes, se utilizan para cantidades relativamente pequeñas de hidrocarburos.

Los quemadores sin humo en forma general se aplican principalmente en:

- Refinerías
- Plantas químicas
- Almacenamientos subterráneos
- Producción de acero
- Líneas de gas
- Plataformas
- Plantas de gas
- Almacenaje

2.2.3. QUEMADORES ENDOTERMICOS

Los quemadores endotérmicos son una forma de los incineradores elevados, se emplean en corrientes de desecho con bajo contenido de calor y vapores tóxicos. Debido al bajo contenido de calor de las corrientes de desecho, el cual debe ser menor de 150 btu/ft^3 , es necesario emplear un gas de ayuda de alta energía para lograr una combustión completa.

La radiación térmica de los quemadores endotérmicos es completamente diferente de la de los quemadores de campo convencionales, debido a los bajos contenidos de calor y de temperatura de flama; requiriéndose -- consideraciones especiales tanto para la longitud de flama como para la - emisividad; siendo la longitud de flama aproximadamente un 10% más corta - que en el caso de los quemadores convencionales, por lo que respecta a la - emisividad ésta es de un 20% a un 40% más baja.

Los quemadores endotérmicos se aplican en:

- Colas gaseosas
- Almacenamiento de amoníaco
- Corrientes con bajo contenido de calor
- Corrientes de sulfuro o ácidos gaseosos.

CAPITULO III

DISEÑO, ESPECIFICACION Y SELECCION DE LOS QUEMADORES DE CAMPO

- 3.1 FACTORES DE DISEÑO
 - 3.1.1 CARGA MAXIMA A RELEVAR EN LA PEOR EMERGENCIA
 - 3.1.2 COMPOSICION Y PROPIEDADES DEL GAS A QUEMAR
 - 3.1.3 TEMPERATURA Y PRESION DE LOS GASES A QUEMAR
 - 3.1.4 LONGITUD Y ESTABILIDAD DE LA FLAMA
 - 3.1.5 RADIACION Y TIEMPO DE ESCAPE
 - 3.1.6 FENOMENOS DIFUSIONALES
 - 3.1.7 VELOCIDAD DE QUEMADO
 - 3.1.8 PREVENCION DEL RETORNO DE FLAMA O FLASH BACK
 - 3.1.9 VAPORES LIBRES DE LIQUIDO
 - 3.1.10 EFECTO DEL VIENTO
 - 3.1.11 MINIMIZACION DE LA FORMACION DE HUMO
 - 3.1.12 MINIMIZACION DE LOS NIVELES DE RUIDO
 - 3.1.13 SISTEMA DE IGNICION
 - 3.1.14 SISTEMA DE CONTROL
 - 3.1.15 LOCALIZACION
- 3.2 CRITERIOS DE DISEÑO
 - 3.2.1 METODO API RP 521
 - 3.2.2 METODO KENT
 - 3.2.3 METODO LLOYD Y HUIE-HUANG
 - 3.2.4 METODO BRZUSTOWSKI
 - 3.2.5 METODO MILLER
 - 3.2.6 METODO DE LA LONGITUD DE FLAMA
 - 3.2.7 METODO DEL AREA DE QUEMADO
 - 3.2.8 METODO GIBSON Y VINSON
- 3.3 ESPECIFICACION
 - 3.3.1 QUEMADOR ELEVADO
 - 3.3.2 QUEMADOR MULTIJET
 - 3.3.3 QUEMADOR DE FOSA
 - 3.3.4 HOJAS DE DATOS
- 3.4 SELECCION DEL SISTEMA DE QUEMADOR ADECUADO

CAPITULO III

DISEÑO, ESPECIFICACION Y SELECCION DE LOS QUEMADORES DE CAMPO .

En el Capítulo II se dá la clasificación de los quemadores de campo de acuerdo a su estructura y a su forma de combustión, a partir de lo cual, en el presente capítulo se darán los lineamientos generales para el diseño, especificación y selección de dichos quemadores, para su efecto se tomarán en cuenta tanto las condiciones climatológicas de la posible localización del quemador, así como las disposiciones locales en cuanto a regulación de contaminantes, y el factor económico, en cuanto a la inversión inicial y costo de operación, para en base a ello seleccionar el quemador que más se ajuste al proceso empleado en la planta de proceso.

3.1 FACTORES DE DISEÑO

El diseño de un quemador de campo debe hacerse tomando en cuenta tanto las condiciones climatológicas del sitio en donde se ubicará, así como las disposiciones locales en cuanto a regulación de contaminantes, ya que dependiendo de éstas, se elegirá el tipo de combustión que se llevará a cabo en el quemador, por ejemplo, si es norma que el quemado debe efectuarse sin emisiones de humo, debe de considerarse los distintos métodos que nos proporcionan operaciones sin humo, tal como la inyección de vapor (En este caso se producen altos niveles de ruido, el cual constituye a su vez un contaminante, y para su eliminación se requiere la adaptación de dispositivos especiales); otro factor importante a tomar en cuenta en el diseño, lo es el espacio disponible, puesto que dependiendo de éste se elegirá un quemador elevado, multijet o de fosa

Los factores que deben considerarse en el diseño de los quemadores de campo son:

- a) Carga máxima a relevar en la peor emergencia
- b) Composición y propiedades del gas a quemar

- c) Temperatura y presión de los gases a quemar
- d) Longitud y estabilidad de los gases a quemar
- e) Radiación y tiempo de escape
- f) Fenómenos difusionales
- g) Velocidad de quemado
- h) Prevención de retorno de la flama (flash back)
- i) Vapores libres de líquido
- j) Efecto del viento
- k) Minimización de la formación de humo (sólo cuando se trata de quemadores sin humo)
- l) Minimización de los niveles de ruido (para quemadores sin humo)
- m) Sistema de ignición
- n) Sistema de control de inyección de vapor (quemadores sin humo).
- o) Localización.

3.1.1 CARGA MAXIMA A RELEVAR EN LA PEOR EMERGENCIA

El gasto máximo a relevar en la peor emergencia es el primer requerimiento en el diseño de los quemadores de campo, y se obtiene a partir de un análisis detallado de todas las posibles causas de desfogue (Ver Cap. II) que pueden presentarse, con el fin de determinar la condición de máximo desfogue, en la peor emergencia, la máxima carga de desfogue no es aquella que nos dá el mayor número de lb/hr, sino la que ocasione el mayor diámetro del cabezal de desfogue, tomándose en cuenta la propiedad aditiva de algunas fallas, es decir, aquellas que dependen del mismo sistema.

3.1.2 COMPOSICION Y PROPIEDADES DEL GAS A QUEMAR

La composición del gas a quemar se requiere en el diseño de los quemadores de campo, pues en base a ella se elegirá entre un quemador con humo o sin humo, ya que, por ejemplo, el metano, al quemarse, prácticamente lo hace sin desprendimiento de humo, es decir, no requiere de dispositi

vos especiales de eliminación del mismo; pero para el caso de hidrocarburos superiores, que se queman con desprendimiento de humo, dependiendo de la clase de combustible (parafinas, olefinas, etc), los requerimientos de aire en cantidades estequiométricas (para dar operaciones sin humo) variarían además, en base a la composición del gas, se podrá calcular la difusión de la corriente de desecho; en el aire, y a partir de ésta, la máxima concentración de gases en el suelo, lo cual nos dará el espaciamiento requerido, entre el quemador y los demás equipos de la planta.

Si se conocen las propiedades del gas a quemar, es posible determinar los límites de explosibilidad y flamabilidad.

3.1.3 TEMPERATURA Y PRESION DE LOS GASES A QUEMAR

La temperatura y presión de los gases a quemar en el instante en que éstos entran al sistema, y para cada caso de relevo que se tenga, son factores de primordial importancia en el diseño de los quemadores de campo; ya que con la temperatura y con la ayuda del peso molecular, de los gases, se determina la máxima velocidad de salida; además de la emisividad de la flama.

La temperatura también tiene un efecto directo en la cantidad de humo formado, debido a la descomposición térmica que tiene lugar, ya que ésta aumenta con la temperatura, así como la cantidad de humo.

La presión de la corriente gaseosa de desecho, es necesaria para la especificación de la caída de presión requerida, ya que una menor redundará en un sistema de diámetros mayores que los necesarios, lo cual trae consigo un incremento en el costo de fabricación e instalación además de que los costos de operación se incrementarán debido a la necesidad de una mayor cantidad de gas de purga.

Además de lo anterior, se tiene que, el incremento en la caída de presión está en relación directa con el aumento en el nivel de ruido.

3.1.4 LONGITUD Y ESTABILIDAD DE LA FLAMA

La longitud de la flama representa la altura que alcanza la misma, al efectuarse el quemado de los gases de desecho, se ha notado que esta longitud, se incrementa en forma apreciable, cuando el flujo de gas, es lo suficientemente reducido para causar un cambio dentro de la zona de flujo laminar.

Existen distintos criterios para calcular la longitud de flama, desde aquél que únicamente, considera dicha longitud, función del calor liberado (API RP 521), hasta aquél que toma en consideración la velocidad de quemado, la composición de los gases, el diámetro del quemador y el efecto del viento en la punta del quemador (Brzustowski), pasando por el que considera la dependencia, tanto del valor calorífico alto y el área del quemador (Reed), y el que considera la longitud de flama, como función del diámetro del quemador y el número de Mach (Kent). La base teórica de estos criterios se explicará en el punto 3.2 (Criterios de Diseño).

La estabilidad de la flama es de gran importancia para que pueda llevarse a cabo una combustión aceptable, sin posibilidades de vaciado, ya que una flama, fuera del quemador, puede provocar la formación de una gran bola de fuego, con consecuencias devastadoras, tanto para el personal como para la misma planta.

Para prevenir la salida de la llama, o bien que se apague, la velocidad máxima de salida será de 0.2 Mach (velocidad sónica) La velocidad sónica se basa en la temperatura y composición del gas de desecho, en la punta del quemador, teniéndose la siguiente relación para estimarse:

$$C = 250 (T/M)^{0.5}$$

donde:

C = velocidad del sonido, en ft/seg

T = temperatura del gas, en $^{\circ}R$

M = peso molecular del gas, en lb/lb mol

En el caso de que se quiera incrementar el valor de la velocidad máxima de salida, es necesario el empleo de dispositivos de retención de flama, en el punto de la descarga del gas. Un dispositivo típico, consiste de un anillo con muchos pequeños orificios, a lo largo de un orificio central. Generalmente, el orificio central es aproximadamente cinco pulgadas mas pequeño que el diámetro de la punta del quemador.

Con el empleo de estos dispositivos, la velocidad máxima de salida puede incrementarse hasta 0.5 Mach; con una operación segura- además de que existen posibilidades de reducir el vaciado, cuando la velocidad aumenta ligeramente, es decir, que no solamente el anillo de retención de flama da una combustión estable, sino también reduce la radiación térmica, en la base del quemador, y ayuda a incrementar la entrada del aire, dando una operación sin humo.

3.1.5 RADIACION Y TIEMPO DE ESCAPE

La radiación es el factor que controla la transmisión térmica a temperaturas muy altas, tal como las que se alcanzan en la punta del quemador; para la evaluación de la radiación de flama es necesario determinar su emisividad. En el quemado de gas combustible con suficiente aire, puede esperarse que resulte una flama no luminosa; la emisividad de las flamas no luminosas puede ser determinada por un procedimiento directo. Para flamas luminosas es necesario emplear un factor, el cual depende de la emisividad causada por una partícula de hollín; también se ha encontrado que el calor absorbido por la atmósfera, tiene un efecto medible, con respecto al calor recibido por un objeto alejado de la fuente de calor, es decir, sobre la radiación.

Para determinar la emisividad de la flama, es necesario estable-

cer previamente su temperatura. Las temperaturas de flamas, para gases quemados a la atmósfera, se dan en la tabla 3.1 La Fig.3.1 es una gráfica de los valores de la tabla 3.1 contra el peso molecular del gas y de sus valores caloríficos (valor calorífico bajo = LHV)

TABLA 3.1 TEMPERATURAS DE FLAMA PARA GASES QUEMADOS EN ATMOSFERA ABIERTA

GAS	TEMPERATURA DE LA FLAMA (° R)
Iluminación	3 460
Acetileno	5 120
Hidrógeno	4 170
Monóxido de carbono	4 000
Metano	3 760

Fuente: G.R. Kent, " Find Radiant Effect of Flares", Hyd Proc., Vol. 47, No. 6., 1968, 120

Para simplificar el problema de temperatura de flama se ha propuesto emplear una temperatura de 4 100 °R, en el caso de no contarse con la temperatura del gas a quemar.

Una vez que ya se ha establecido la temperatura de flama, se procede a determinar la emisividad.

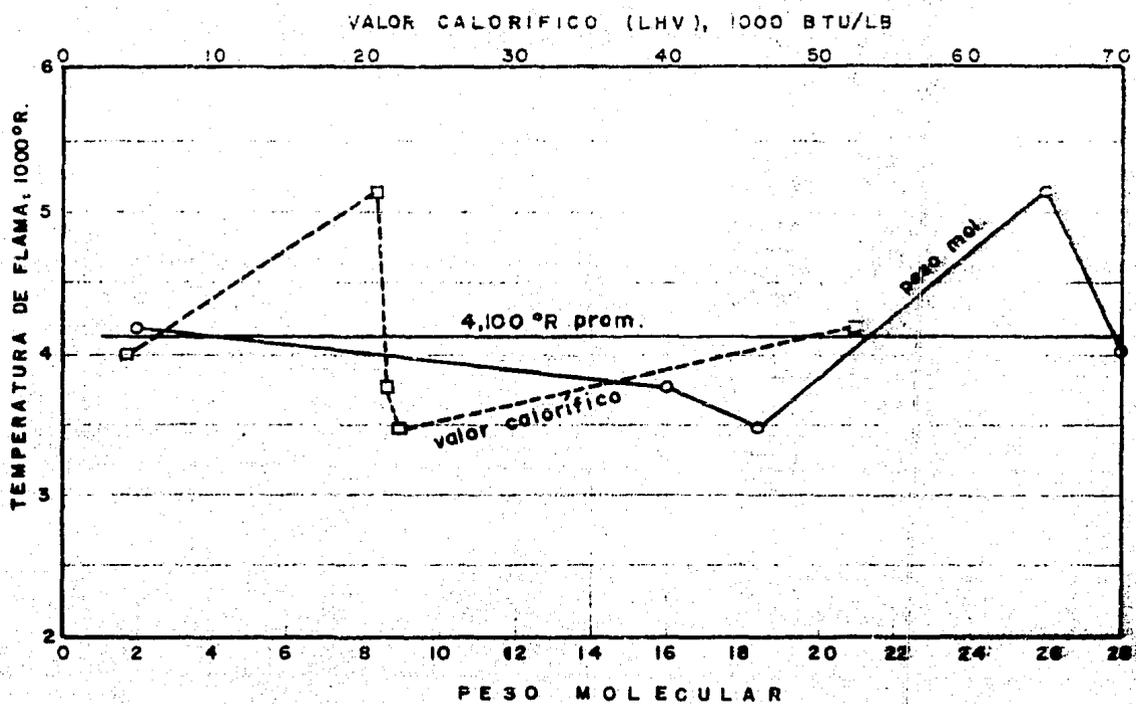


FIG. 3.1 TEMPERATURA DE FLAMA EN FUNCION DEL PESO MOLECULAR.

Si definimos el poder emisivo de un cuerpo negro como:

$$E_b = \sigma T^4$$

Sustituyendo el valor para la constante de Stefan-Boltzmann (σ) y usando la temperatura de flama (T_f) tenemos:

$$E_b = 0.1713 (T_f/100)^4 \quad 3.1$$

Para el análisis de flama es necesario emplear un valor para la longitud media (r), generalmente se toma la longitud de una esfera, de cuya superficie emanan todas las radiaciones de la flama; para el cuerpo negro se asume que la disminución de calor es nula, por lo que podemos igualar el calor total liberado al poder emisivo del cuerpo negro, es decir:

$$4\pi r^2 E_b = Q$$

de donde:

$$E_b = Q / (4\pi r^2) \quad 3.2$$

Igualando las ecs 3.1 y 3.2 y despejando r tenemos:

$$r = Q^{0.5} / (2.47 (T_f/100)^2)$$

$$\text{si } T_f = 4100^\circ \text{R}$$

$$r = Q^{0.5} / 2470 \quad 3.3$$

Como el poder emisivo (E) es una fracción del total y depende de la emisividad de la flama (ϵ) tenemos:

$$E = \epsilon E_b \quad 3.4$$

Para una flama luminosa, la fracción de gas sin quemar (Partículas de carbón) en forma de hollín, incrementa la emisividad de la flama. Si la fracción en peso de formación de hollín es f_s y su emisividad ϵ_s , tenemos que:

$$E = \epsilon_n (1 - f_s) + \epsilon_s f_s \quad 3.5$$

La radiación por unidad de área (q) a una distancia (x) de la flama puede determinarse por:

$$4\pi x^2 q = 4\pi r^2 E$$

o

$$q = E (r/x)^2$$

sustituyendo 3.2 en 3.4

$$E = (Q) / (4\pi r^2)$$

Sustituyendo éste valor en la expresión anterior

$$q = (Q) / (4\pi x^2) \quad 3.6$$

Si consideramos que la atmósfera absorbe calor, y si expresamos la fracción de calor absorbido por la atmósfera como f_a , la fracción de calor que afecta el objeto se determina a partir de:

$$q_a = q - f_a q = q (1 - f_a)$$

sustituyendo el valor de q (ec. 3.6)

$$q_a = ((1 - f_a) Q) / (4\pi x^2) \quad 3.7$$

Si expresamos la emisividad del calor total liberado (Q) como ϵ_t , tenemos:

$$\epsilon_t = (1-f_a) (\epsilon_n (1-f_s) + \epsilon_s f_s) \quad 3.8$$

sustituyendo 3.8 en 3.7

$$q_a = (\epsilon_t Q) / (4\pi x^2) \quad 3.9$$

La ecuación anterior nos da el calor absorbido en términos de todas las variables anteriores

Se ha encontrado que la emisividad de la flama (ϵ_t) que depende de su luminosidad es:

Para metano = 0.2

Para propano = 0.33

Para hidrocarburos más pesados = 0.4

Una expresión en función del peso molecular es la sig.:

$$\epsilon = 0.048 M$$

La tabla 3.2 nos da un sumario de los límites de radiación soportados por el hombre. De un análisis de esta tabla se desprende que a una intensidad calorífica de 2 000 Btu/hrft² (seis veces la intensidad de radiación solar), el tiempo al cual comienza a sentirse dolor es de 8 seg., de aquí que se toma como base para determinar el tiempo necesario para que un operario se ponga en lugar seguro; en el caso de una falla mayor en la planta, la radiación no deberá ser mayor de 1 500 Btu/hrft².

El efecto de la radiación sobre el equipo se muestra en la fig. 3.2 donde la temperatura del equipo metálico aumenta en función al tiempo

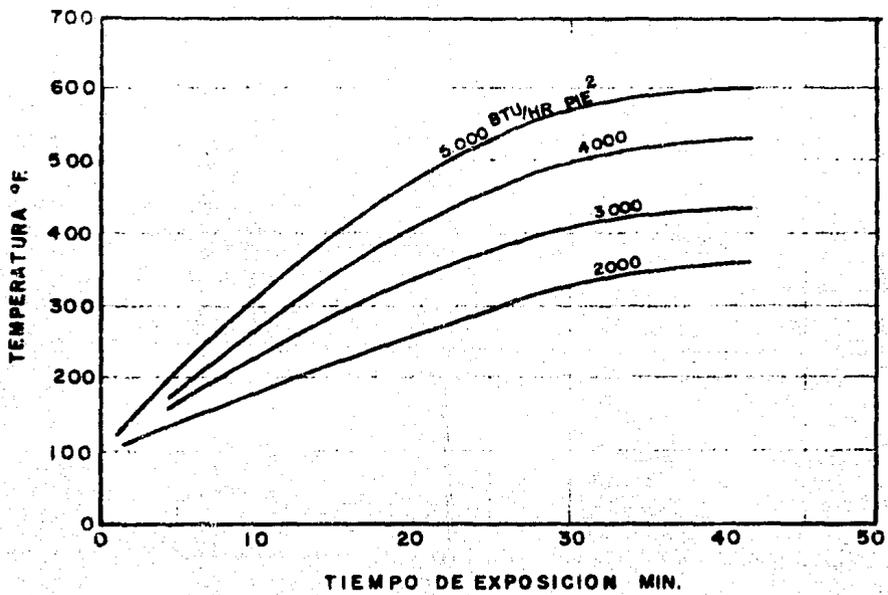


FIG. 3.2 EFECTO DE LA RADIACION DE CALOR SOBRE EL EQUIPO

de exposición; la fig. 3.3 nos muestra en la curva 1 las temperaturas teóricas de equilibrio para materiales con una conductividad semejante a la del acero, y la curva 2 es para materiales con conductividades más bajas, tal como la de la madera, la temperatura real del equipo se encuentra comprendida en el intervalo de las curvas 1 y 2 .

Como la deshidratación de la madera ocurre a 500° f (1300 Btu / hrft²), la descomposición a 700° F (3 000 Btu/hrft²) y la ignición a 800° F (4 000 Btu / hrft²), implica que las estructuras de madera en una área con una intensidad calorífica de más de 3000 btu / hrft² tienen la posibilidad de inflamarse.

De acuerdo a lo anterior, para una intensidad calorífica de 1 500 Btu/ hr ft² o más, es necesario proteger al personal, y para una intensidad de 3 000 Btu / hrft² o más, es necesaria también la protección del equipo, tal como puede observarse en la fig. 3.4

TABLA 3.2 EFECTOS DE RADIACION DE CALOR SOBRE EL CUERPO HUMANO

INTENSIDAD DE RADIACION Btu/hrft ²	UMBRAL DEL DOLOR SEGUNDOS	AMPOLLAMIENTO SEGUNDOS
440	Infinito	
550	60	
740	40	
920	30	
1 500	16	
2 000	8	20
5 300	-	5

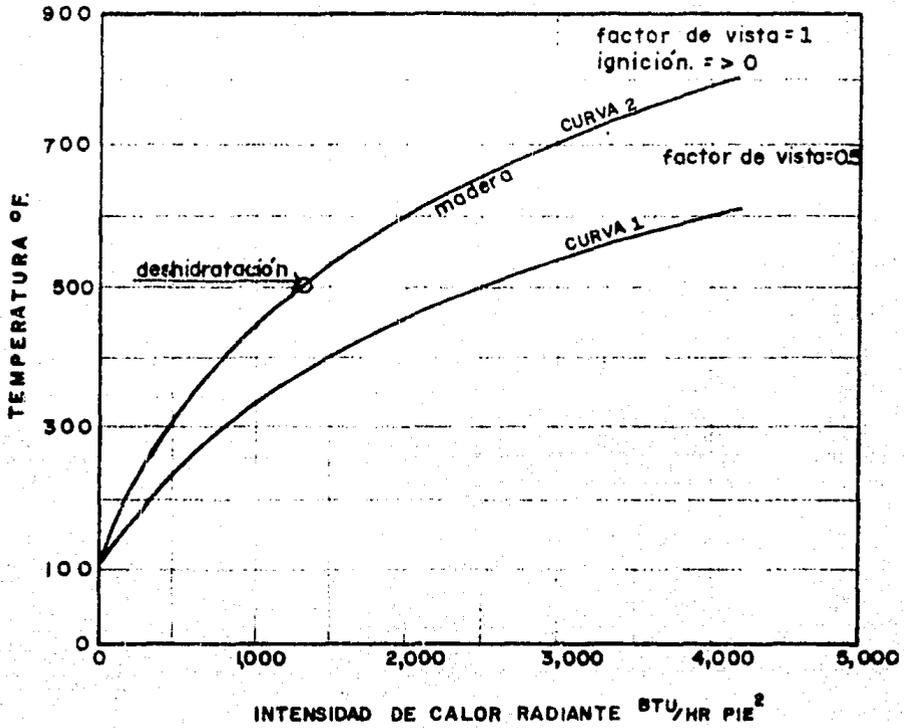


FIG. 3.3 TEMPERATURAS TEORICAS DE EQUILIBRIO EN FUNCION DE LA INTENSIDAD CALORIFICA.

FIG. 3.4 PROTECCION REQUERIDA PARA PERSONAL Y EQUIPO.

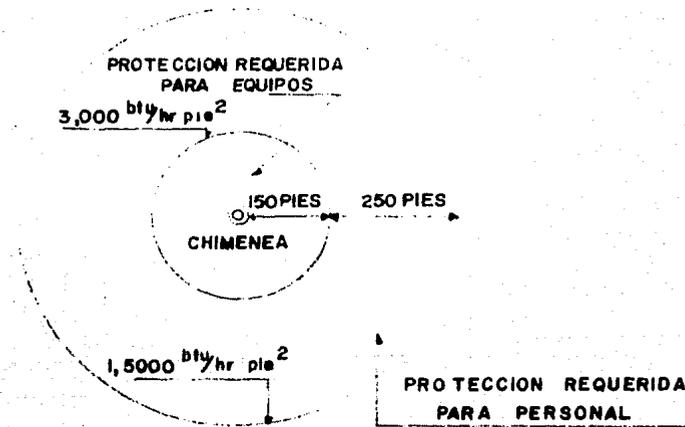
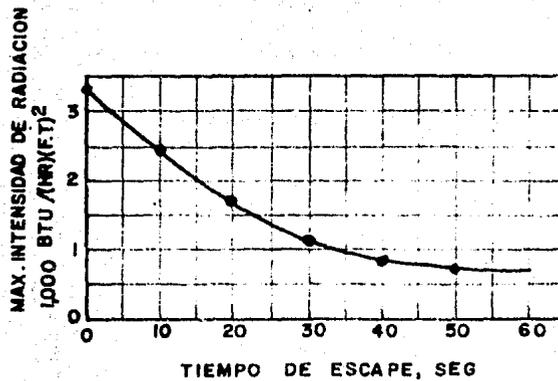


FIG. 3.5 MAXIMA INTENSIDAD DE RADIACION VS TIEMPO DE ESCAPE (TIEMPO DE REACCION DE 5 seg.).



Fuente: API RP 521, " Guide for pressure Relief and Depressuring Systems" 1969, American Petroleum Institute.

Como puede observarse de la tabla anterior se tiene que el nivel de radiación para un tiempo de exposición ilimitado es de 440 Btu/hrft².

Para escapes normales de la fuente de radiación se asume que no hay radiación dentro del área crítica (Base del quemador).

Si en la base del quemador el calor es súbitamente relevado, para un corto intervalo de tiempo (5 seg. de tiempo de reacción), el personal debe ser capaz de alejarse hasta un área con niveles de radiación segura; el tiempo de escape para distintos niveles de radiación puede observarse en la Fig. 3.5; donde se tiene una velocidad de escape de 20 ft/seg, tomada en base 400 metros, donde se cronometró una velocidad promedio de 28.6 ft/seg.

3.1.6 FENOMENOS DIFUSIONALES

Los fenómenos difusionales para el diseño de los quemadores, se estudian con el fin de obtener mejores resultados en el funcionamiento de dichos quemadores, además de tener un control ordinario de la contaminación del aire, la cual debe estar de acuerdo con la tabla 3.3 y con el reglamento para la prevención y control de la contaminación atmosférica originada por la emisión de humos y polvos. (Secretaría de Salubridad y Asistencia, 1971).

Para conocer la cantidad de difusión atmosférica es necesario conocer el poder de emisión directa de la atmósfera y las condiciones meteorológicas; las cuales se requieren para poder determinar la máxima concentración. Las ecuaciones más empleadas en el cálculo de la difusividad son las de Bosanquet-Pearson y la de CONCAWE (Conservation of Clean Air and Water, Western Europe).

De acuerdo a la ecuación de Bosanquet, la máxima concentración en por ciento en volumen de aire, depende del peso de gas descargado, la veloci

dad media del viento, la altura efectiva de la emisión y parámetros adimensionales de difusión vertical y horizontal; siendo su expresión matemática:

$$C_{\text{máx}} = 1.55 \times 10^4 \left(\frac{WC}{UH^2MC} \right) (P/Q) \quad 3.10$$

donde:

$C_{\text{máx}}$ = Concentración máxima a nivel de piso, en ppm.

TABLA 3.3 LÍMITES DE EMISIÓN DE SUSTANCIAS TÓXICAS

SUSTANCIA	PPM
Acetaldehído	200
Acido acético	10
Anhídrido acético	5.5
Acetona	1 000
Amoníaco	100
Benceno	35
Alcohol butílico	100
Bióxido de carbono	5 000
Clorobenceno	75
Ciclohexano	400
Formaldehído	5
Gasolina	500
Monóxido de carbono	100
Nafta	500
Nitrobenceno	1
Nitrotolueno	5
Octano	500
Pentano	1 000
Bióxido de azufre	10
Sulfuro de carbono	20
Tolueno	200

Fuente: Boletín Flaregas Corporation, 1980

- WC = cantidad de gas contaminante, en lb/hr
- U = velocidad media del viento, en mph
- MC = peso molecular del gas afluente
- P = Coeficiente de difusión vertical, adimensional
- Q = Coeficiente de difusión horizontal, adimensional
- H = Altura efectiva de la emisión, igual a la altura física de la chimenea, más la altura del cono causada por la velocidad de los gases de salida y la elevación del cono causada por la diferencia de densidades entre los gases quemados y la atmósfera circundante. - los dos últimos términos se igualan a H_p , donde:

$$H_p = 4.77 (Q_1 V/1.5)^{0.5} \quad 3.11$$

si:

$$Q_1 = (Q T) / 530 \quad \text{y} \quad T_1 = MC \times 18.3$$

$$Q_s = \text{Gasto del gas de salida, en ft}^3 / \text{seg}$$

La ecuación 3.10 se basa en un intervalo de 30 minutos para niveles de concentración.

Los parámetros adimensionales de difusión definidos por Bosanquet Pearson para flujo turbulento, se dan en la tabla 3.4 Los valores que se obtengan con el empleo de éstos factores nunca deben de sobrepasar los límites de concentración y flamabilidad, dados en la tabla 3.3 y normas locales

TABLA 3.4 PARAMETROS DE DIFUSION

TIPO DE FLUJO	P	Q	P/Q
Turbulencia Baja	0.02	0.4	0.50
Turbulencia media	0.05	0.08	0.60
Turbulencia alta	0.10	0.16	0.63

La ecuación de CONCAWE consiste en suponer que los gases al abandonar el quemador, toman la dirección del viento y forman un cono horizontal, siendo el punto donde ocurre la máxima concentración de gases, aquel punto en el que el cono alcanza el suelo. Fig. 3.6

Para aplicar la ecuación de CONCAWE debe tomarse en cuenta:

- a) Velocidad de emisión en el punto de salida
- b) Densidad del gas
- c) Efecto de diluyentes
- d) Tomar en cuenta si la fuente de salida es un punto (Un solo quemador) o una línea (una serie de quemadores).

La expresión matemática es:

$$C_{\text{máx}} = 0.2342 \left(\frac{W}{UH^2} \right) \left(\frac{\sigma_z}{\sigma_y} \right) \quad 3.12$$

donde:

$C_{\text{máx}}$ = concentración máxima del gas, en gramos por cada metro cúbico de aire.

W = peso del gas descargado, en gr/seg

U = velocidad media del viento, en gr/seg

H = altura efectiva de emisión, igual a $h_s + \Delta h$

Δh = elevación del gas por encima de la punta de la chimenea, en m

h_s = altura de la chimenea en m

σ_y = coeficiente de difusión horizontal

σ_z = coeficiente de difusión vertical

Para emisiones máximas:

$$0.7 \leq \sigma_z / \sigma_y \leq 1.0 \quad 3.13$$

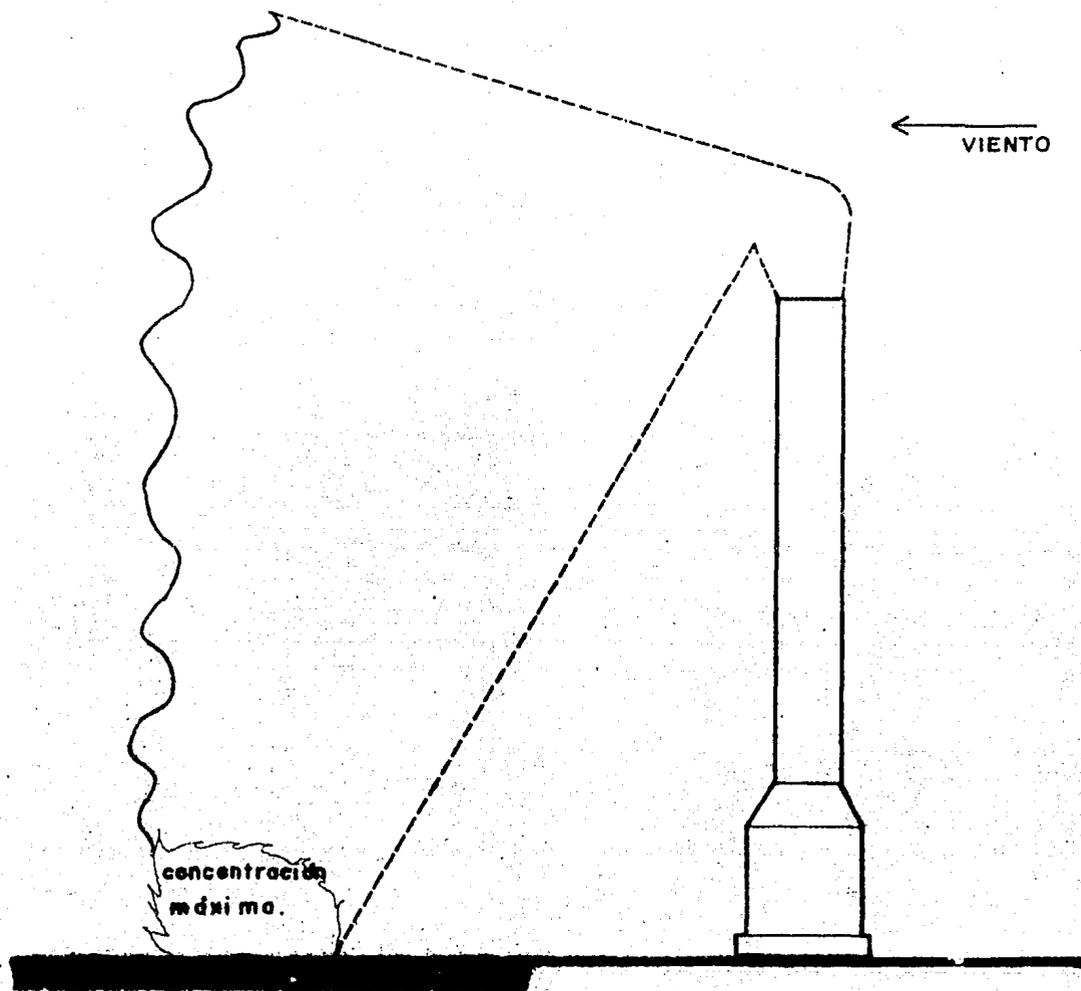


FIG. 3.6. CONCENTRACION MAXIMA DE GASES EN EL PISO.

La ecuación de CONCAWE no toma en cuenta la densidad del gas, pero se ha observado que ésta sí interviene en la difusividad; ya que cuando la velocidad del viento es baja o nula, los gases con densidades bajas tienden a elevarse antes de la formación del cono horizontal; en tanto que con velocidades altas, éstos son arrastrados en forma horizontal, casi desde el momento de la emisión; los gases con densidades mayores que la del aire, se ha observado que éstos caen antes de formar el cono.

3.1.7 VELOCIDAD DE QUEMADO

La velocidad de quemado es la rapidez con la cual una flama frontal viaja a su superficie y dentro de la mezcla combustible sin quemar.

La velocidad de quemado debe ser tal que evite que la flama sea soplada fuera del quemador o que ésta se apague.

La velocidad de quemado se define en base al gaso medio, el cual puede obtenerse de la media logarítmica o mediante valores porcentuales:

$$\% \text{ Gasto medio} = \frac{100 - 10}{\ln(100/10)} * 100 = 39.2\% \text{ del máximo}$$

Donde, el 100 corresponde al gasto máximo que puede ocurrir, y el 10 es el flujo normal del quemador (en función del flujo máximo) el cual puede ser causado por las descargas de las válvulas de seguridad y el vaciado a un determinado equipo.

De la ecuación anterior tenemos que: Se sugiere usar un 40% del gasto máximo para el flujo promedio del quemador.

En base a estudios en quemadores de campo, se ha determinado que la velocidad máxima de quemado es de 0.2 Mach, lo cual nos da una combustión estable, además de evitar condiciones de vaciado.

Para el gasto medio, en base a la velocidad máxima de 0.2 Mach, podemos definir la máxima velocidad como sigue:

$$U_m = \frac{0.2 \text{ Mach}}{0.4} = 0.5 \text{ Mach} \qquad 3.14$$

donde:

Um = Velocidad máxima, a gasto medio.

Una ventaja, que resulta de la alta velocidad de quemado, es el premezclado del aire con el gas, con lo cual disminuye la longitud de la flama, además, de una disminución en el diámetro del quemador, lo cual reduce en el abatimiento de los costos.

La fig. 3.7 nos ilustra el patrón de flujo del fluido en la zona de mezclado, de acuerdo a Forstall y Gaylord (18), para producir el efecto Jet; estos estudios muestran una relación entre la fracción del volumen axial (v), y la velocidad (u), a la distancia del orificio (a).

La velocidad de quemado puede ser mayor de 0.2 Mach para el gasto máximo, mediante la adición de dispositivos de retención de flama, en el punto de la descarga del gas.

Usando estos dispositivos, la velocidad puede incrementarse hasta 0.5 Mach; la alta velocidad, como ya se dijo, reduce la longitud de la flama, además de estabilizarla y de favorecer la entrada de aire, con lo cual se logra una operación sin humo.

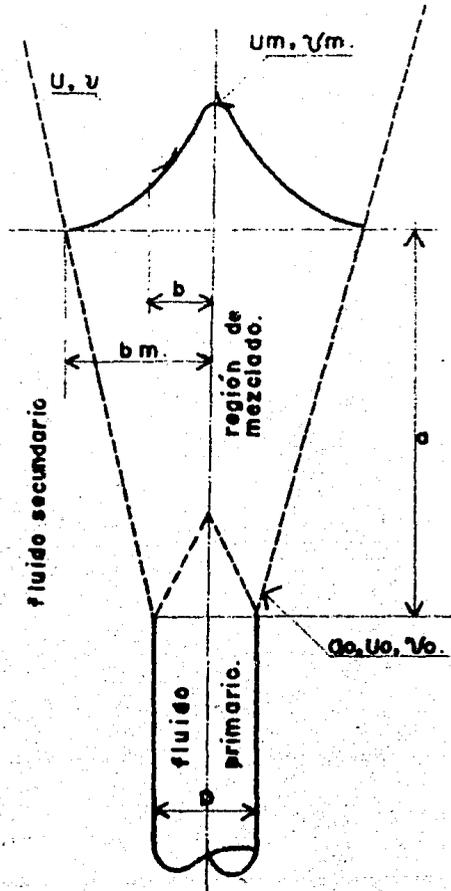


FIG 3.7 PATRON DE FLUJO EN LA ZONA DE FLUIDO.

3.1.8 PREVENCIÓN DEL RETORNO DE FLAMA O FLASH BACK

El viento puede provocar una condición muy peligrosa dentro de los quemadores, ya que de producirse una mezcla explosiva dentro de la boquilla de quemado, ésta tenderá a propagarse hacia abajo del quemador, es decir, se provoca un retroceso de la flama (flash back).

Para prevenir el flash back existen diferentes métodos, este estudio sólo considerará tres de los dispositivos más usados:

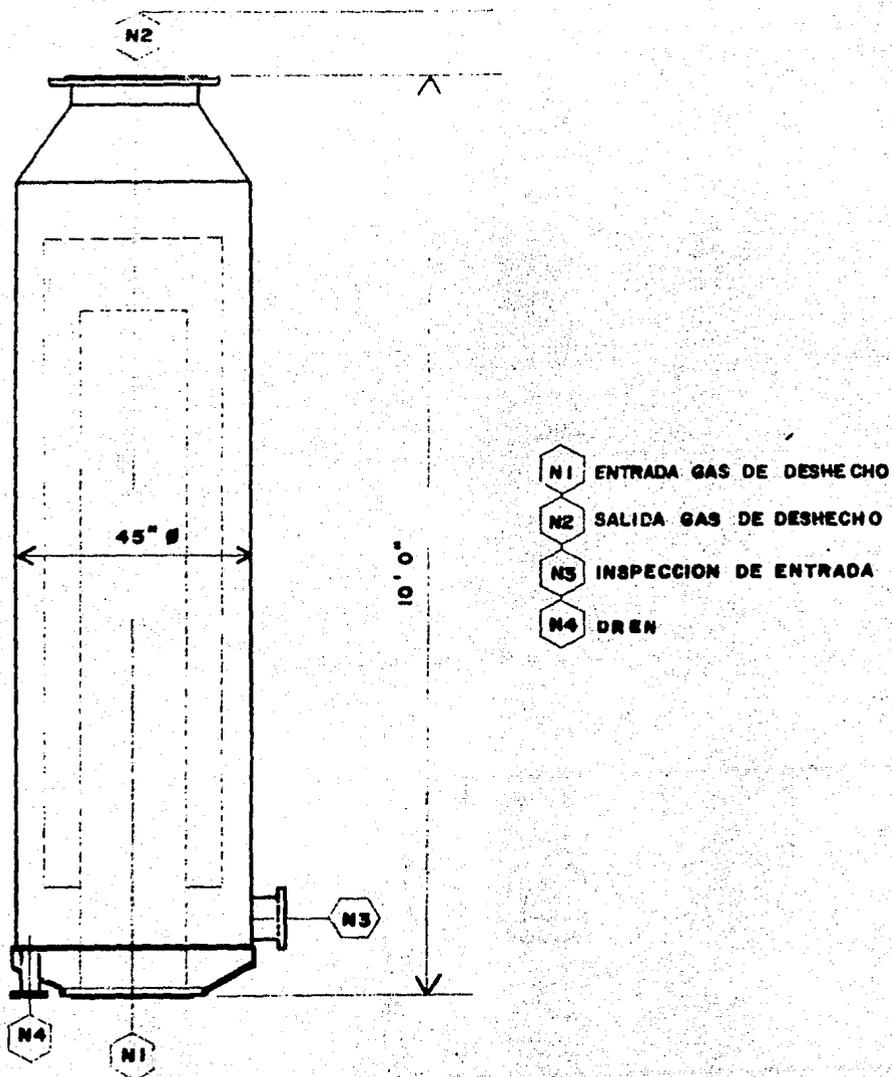
- a) Sello molecular
- b) Sello flúidico
- c) Arrestador de flama

El sello molecular previene el paso del aire por el tope del quemador mediante el empleo de un dispositivo con una doble curvatura en forma de "U" invertida una hacia otra. La Fig. 3.8 nos esquematiza un sello molecular.

Las principales características de éste tipo de sello son: Impedir la entrada de aire al quemador, dando una operación segura; requiere de gas de ayuda, cuyo flujo está en función del viento y condiciones térmicas; su estructura es de gran complejidad y peso, lo que hace necesario contar con una estructura fuerte; estas últimas características han ocasionado que los sellos moleculares sean desplazados por el sello flúidico, la selección de un sello molecular generalmente se basa en su menor costo inicial.

El sello flúidico consiste de una serie de baffles cónicos orientados de forma tal que la corriente de aire que pueda entrar en la boquilla, regrese por las paredes de la misma; el efecto del baffle es el de crear un flujo positivo hacia la salida, y así lograr que el gas salga por el centro de la boquilla; dicho efecto puede mejorarse mediante el empleo

FIG. 3.8 SELLO MOLECULAR



de un gas de ayuda.

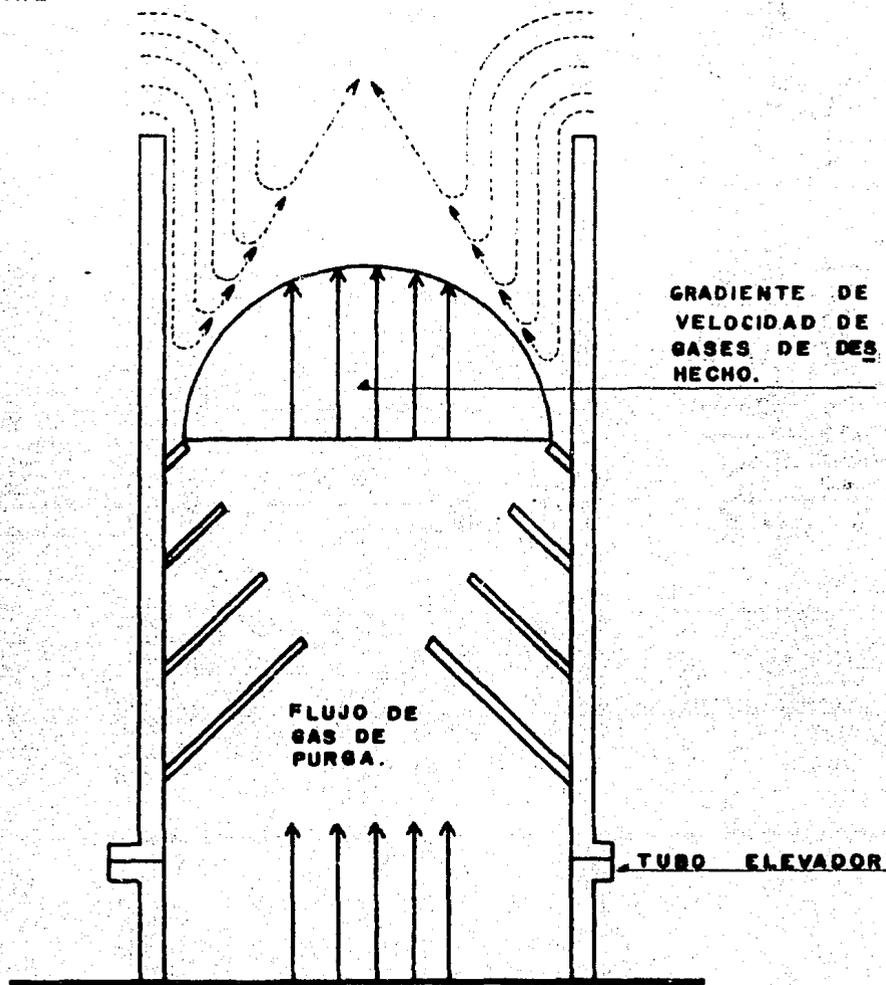
La fig. 3.9 nos muestra un sello fluídico, donde una cierta cantidad de aire penetra deslizándose por la pared de la boquilla; el cual es regresado por el primer baffle y reducido en forma progresiva por el segundo, tercer y cuarto baffle.

El efecto del sello es el de crear una condición tal, que nunca exceda el 6% de oxígeno, en 25 ft del lado interno de la boquilla, con lo cual se logran mezclas no flamables, el límite de flamabilidad depende del gas utilizado.

El gas de purga o ayuda se emplea con el fin de barrer el aire que pueda entrar por el efecto del viento; el gas de purga puede ser gas natural, propano o nitrógeno; su flujo depende de su peso molecular y del diámetro del quemador, además del diseño del sello, el cual es dado por el fabricante.

El arrestador de flama consiste de una serie de rejillas sobre puestas, con el propósito de extinguir cualquier fuego que quiera pasar a de ellas. La Fig. 3.10 nos muestra un arrestador de flama.

ENTRADA DE
AIRE



GRADIENTE DE
VELOCIDAD DE
GASES DE DES
HECHO.

FLUJO DE
GAS DE
PURGA.

TUBO ELEVADOR

FIG. 3.9 SELLO FLUIDICO.

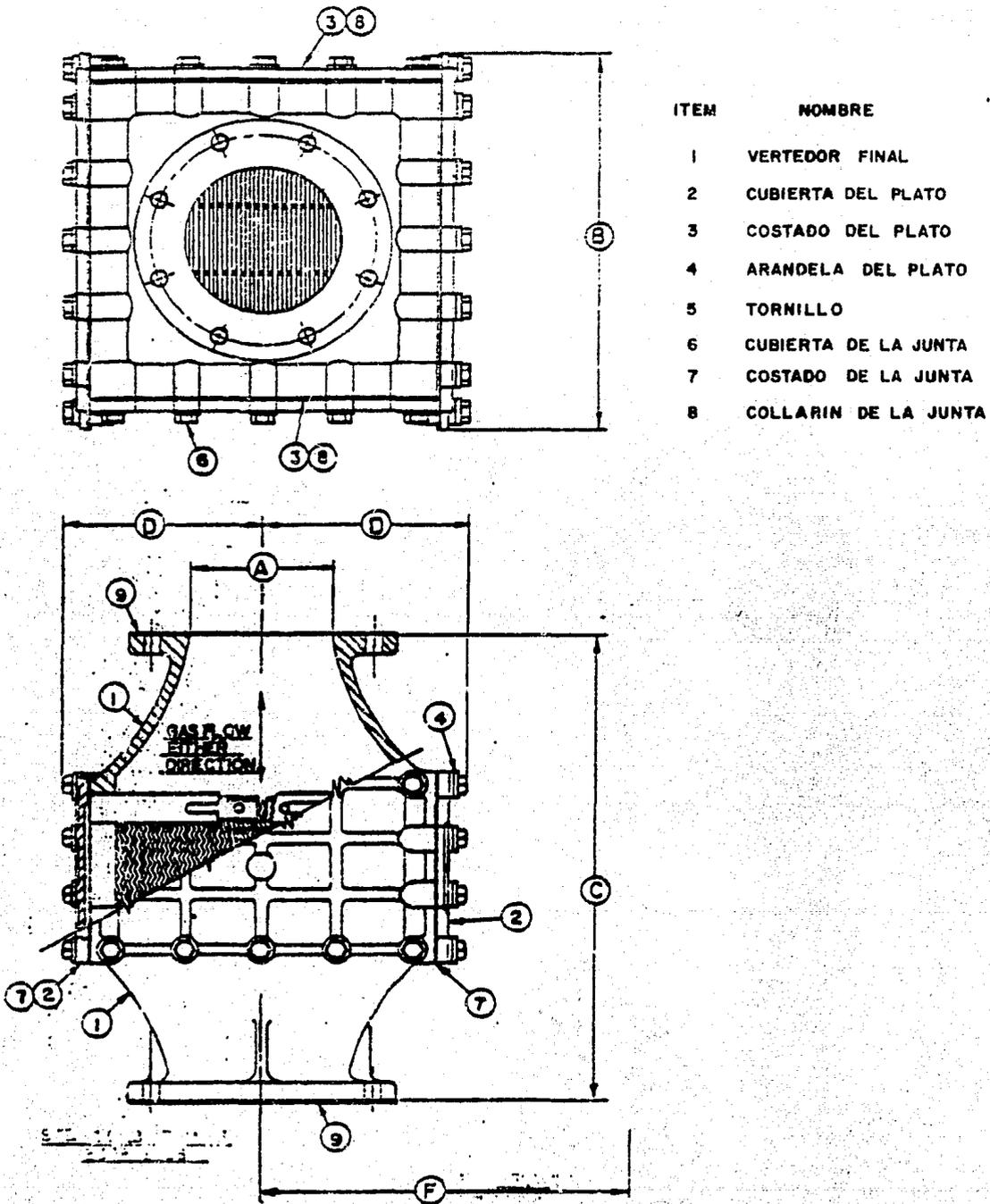


FIG. 3.10 ARRESTADOR DE FLAMA

3.1.9 VAPORES LIBRES DE LIQUIDO

El arrastre de líquidos desde el quemador es un riesgo muy grande para el personal y equipo. Los quemadores que se diseñan para manejar únicamente vapores, pero la corriente de los gases a quemador algunas veces contiene hidrocarburos condensados; los cuales, en caso de no separarse de la corriente de vapor, la planta recibe una lluvia de fuego, en forma de gotitas encendidas, representando un peligro de incendio, además de una pérdida de energía que podría ser recolectada y devolverse al proceso, ya sea en forma de materia prima o como combustible para el mismo.

Para evitar que los líquidos acarreados en la corriente de gas puedan ser arrojados por el quemador, se emplean los tanques separadores de líquidos; el principio de diseño de éstos tanques se basa en la disminución de la velocidad de la mezcla, para lograr la máxima separación de las dos fases del fluido que se maneja, sin dejar de tomar en cuenta el tiempo requerido; finalmente para determinar si es horizontal o vertical, puede establecerse como regla general que: Aquella mezcla que requiera de un tiempo de residencia corto, utilizará para su separación un tanque vertical, y aquella que requiera un tiempo de residencia grande empleará uno horizontal. Como la solución de los tanques separadores es muy laboriosa no se incluye aquí, pero en el anexo B puede consultarse el procedimiento a seguir.

3.1.10 EFECTO DEL VIENTO

El efecto del viento en el diseño de los quemadores influye en la forma y longitud de la flama, en base a lo cual se determinan los niveles de radiación permitidos, el espaciamiento de la chimenea con los demás equipos, y en el grado de estabilidad de combustión logrado.

El espaciamiento del quemador, considerando un viento tranquilo (Fig. 3.11) está determinado por:

FIG. 3.11 FORMA DE LA FLAMA EN UN VIENTO TRANQUILO

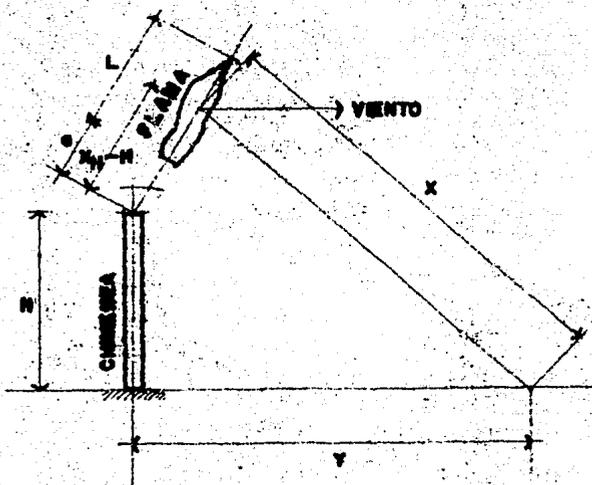
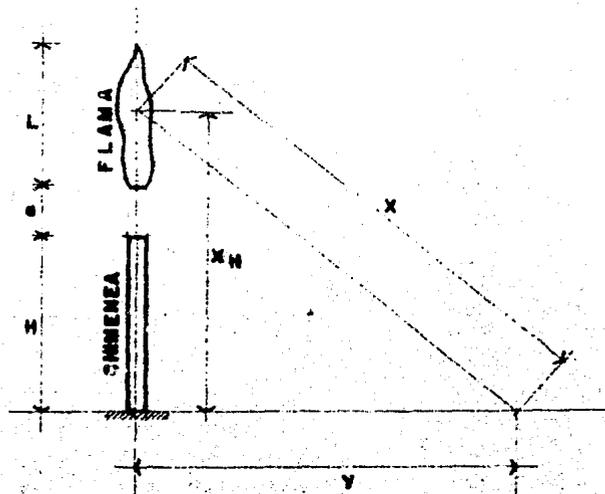


FIG. 3.12 EFECTO DEL VIENTO EN LA FORMA DE LA FLAMA

$$x_H = ((H + a) ((H + a) + L)) \quad 3.15$$

o

$$y = (x^2 - x_H^2)^{0.5} \quad 3.16$$

En el caso de que la flama esté bajo la influencia del viento -- (Fig. 3.12), para determinar el área de seguridad alrededor del quemador, se considera que toma la forma de una elipse, dicha forma es una función de la dirección e intensidad de los vientos. Cuando no se conoce la intensidad, se sugiere emplear un promedio de 20 mph, suponiendo que el viento actúa en todas las direcciones del compás, lo cual trae como consecuencia un incremento en el área de seguridad, debido al efecto del viento, dicha área se determina a partir de:

$$\text{Tan } \theta = u_w/u \quad 3.17$$

donde:

u_w = velocidad del viento

u = velocidad de salida

y finalmente

$$y = (x_H - H) \text{ sen } \theta + (x^2 - (H + (x_H - H) \text{ cos } \theta)^2)^{0.5} \quad 3.18$$

Se ha encontrado que es razonable admitir que:

$$\text{Cos } \theta = 1$$

y

$$\text{Sen } \theta = \text{Tan } \theta = u_w/u$$

Por lo que la ecuación 3.18 se reduce a:

$$y = ((x_H - H) (u_w/u)) + (x^2 - xH^2) \quad 0.5 \quad 3.19$$

La ecuación anterior se aplica para conocer la distancia radial de la base del quemador.

3.1.11 MINIMIZACION DE LA FORMACION DE HUMO

Una combustión incompleta causa incandescencia y humo negro con partículas de carbono. Ambos son contaminantes y deben eliminarse hasta donde sea posible mediante la inyección de vapor o del empleo de métodos alternativos (descritos en el Capítulo II) tal como inyección de agua atomizada, inyección de aire, etc.

Los factores que afectan el diseño de un quemador sin humo son:

- a) Cantidad y distribución de oxígeno en la zona de combustión.
- b) Temperatura en la zona de combustión
- c) Tipo de hidrocarburo a quemar

La cantidad y distribución de oxígeno en la zona de combustión es la determinante más crítica en la formación de humo. El equivalente este quimétrico de aire varía con la clase de combustible, tal como puede observarse en la tabla 3.5, con la particularidad de que se mantiene esencialmente constante dentro de una misma clase.

TABLA 3.5 REQUERIMIENTOS ESTEQUIMETRICOS DE AIRE

TIPO	GAS		AIRE ESTEQUIMETRICO	
	CLASE		ft ³ /lb	lb/lb de Comb
Etano			12.6	16.2
Propano	Parafina		8.6	15.7
Butano			6.5	15.5
Etileno	Olefina		13.5	14.8
Propileno			9.0	14.7
Acido sulfhídrico			11.1	6.1

Fuente: L.G. Vanderlinde, "Smokeless flares", Hyd, Proc. Oct. 1974, 99

La temperatura de la zona de combustión constituye el segundo -- factor más importante en el diseño de quemadores sin humo, puesto que tie -- ne un efecto directo en la cantidad de humo formado, debido a la descompo -- sición térmica que tiene lugar, y como la descomposición aumenta con la tem -- peratura, la cantidad de humo se incrementa al elevarse la temperatura. La tabla 3.6 mostrada a continuación nos dá este último efecto.

TABLA 3.6 EFECTO DE LA TEMPERATURA EN LA DESCOMPOSICION POR EL CALOR.

HIDROCARBURO	TEMPERATURA, °F	DESCOMPOSICION, %
N - BUTANO	797	15×10^{-8}
	1 202	57
N - PENTANO	797	24×10^{-8}
	1 112	30

La adición de agua, vapor o cualquier otro medio empleado para la eliminación de humo baja la temperatura de la zona de combustión por dilución, turbulencia (La cual incrementa la cantidad de aire aspirado y distribuido dentro de la corriente del gas de desecho) y por creación de la reacción endotérmica carbón-agua. Al disminuir la temperatura en la zona de combustión se prolonga el proceso de oxidación y se minimiza la cantidad de hidrocarburo susceptible de descomposición.

El tipo de hidrocarburo a quemar es el último factor a considerar, para determinar su influencia se han realizado pruebas que demuestran que la descomposición está en razón directa al aumento de la relación carbón - hidrógeno; como se observa en la tabla 3.7.

Los quemadores sin humo no solamente disponen limpiamente de las corrientes de desecho, también se ha encontrado que éstos tienen una radiación en el piso aproximadamente 30% menos que en el caso de los quemadores con humo.

Sin embargo el empleo de los dispositivos empleados para la eli-

minación de humo, genera ruidos excesivos, el cual también es un contaminante, por lo que se hace necesario el empleo de dispositivos especiales que controlen los niveles de ruido.

TABLA 3.7 EFECTO DE LA SATURACION EN LA DESCOMPOSICION

HIDROCARBURO	TEMPERATURA °F	DESCOMPOSICION %
Etano	1 067	0.00017
Etileno	1 058	75.6
Propano	1 067	0.0026
Propileno	1 067	75.0

Fuente: L.G. Vanderline, "Smokeless Flares", Hyd Proc., Oct. 1974, 100

3.1.12 MINIMIZACION DE LOS NIVELES DE RUIDO

Los quemadores de campo son una fuente de ruido, siendo éste en función del tipo de hidrocarburo, gasto, inyección de vapor y el mezclado turbulento.

La velocidad de salida del gas constituye otro factor de gran importancia en el incremento del ruido provocado por los quemadores. El ruido total de los sistemas de combustión está constituido por dos tipos:

- a) De combustión
- b) Tipo Jet

El ruido de combustión, es el único espectro de ruido, generado por el proceso de combustión, es una función lineal, de la cantidad de aire mezclado con el gas de quemado.

Bragg (22) sugiere una expresión para el cálculo del ruido de combustión, en la cual éste es proporcional al cuadrado del valor relevado, el cual a su vez es proporcional al gasto del quemador (asumiendo un quemado total).

Bragg (22) también encontró que, a calor de relevo constante, el ruido es proporcional al cuadrado de la velocidad de mezclado. La fig. 3.13 ilustra los incrementos en los niveles de ruido.

El ruido de combustión, afecta más severamente a los quemadores elevados, que a los de fosa y multijet; ya que la boquilla de quemado, es mucho más grande, que en el caso de los quemadores de fosa, pues éstos, están formados por muchos pequeños quemadores, dando niveles de ruido mucho menores, eliminándose este problema en los quemadores multijet debido a la gran cantidad de jets, los cuales generalmente son de 1 in.

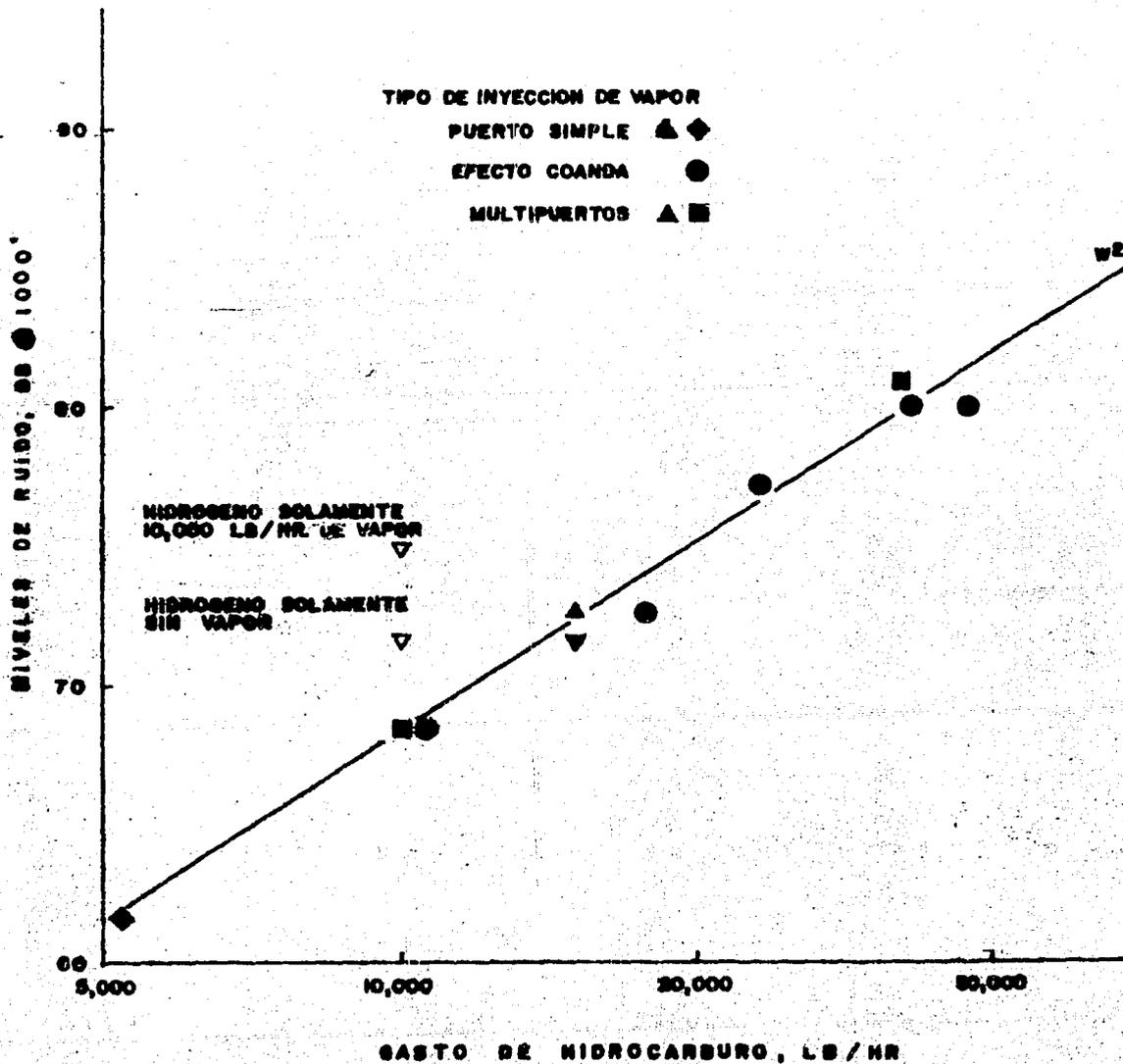
La segunda parte del ruido total del sistema de combustión es el ruido jet, el cual es causado por el paso de un fluido o gas a través de una restricción. A gasto constante, el ruido jet se incrementa en proporción directa al incremento de la caída de presión, es por esto que el tamaño de los orificios de aspiración de gas, vapor, aire o agua atomizada, debe ser tal que la caída de presión no sea mayor de 100 psig.

La inyección de vapor es una fuente de ruido jet de alta frecuencia, el cual es crítico para el oído humano.

Para reducir el nivel de ruido se emplean tres métodos:

- 1.- Pequeños multipuertos de jets de vapor, usados para cambiar la frecuencia máxima.

FIG. 3.13 RUIDO DEL QUEMADOR VS. GASTO MASICO DEL GAS DE DESHECHO.



- 2.- Enclaustrar parte de la flama del quemador elevado.
- 3.- Emplear envolturas y barreras acústicas para los jets de vapor e inyectores.

El uso de los pequeños multipuertos de jets de vapor (Fig. 3.14) puede reducir sustancialmente el ruido debido a la inyección de vapor. La mayoría de los diseñadores emplean esta técnica, sin embargo la reducción en el diámetro del jet de vapor debe ser limitada para prevenir problemas de obstrucción y taponamiento, un límite mínimo práctico para el diámetro del jet se considera de 2 mm.

En caso de que los jets lleguen a taponarse, el quemador operará con humo, además de que la vida del flare tip se acorta por la carencia de vapor frío.

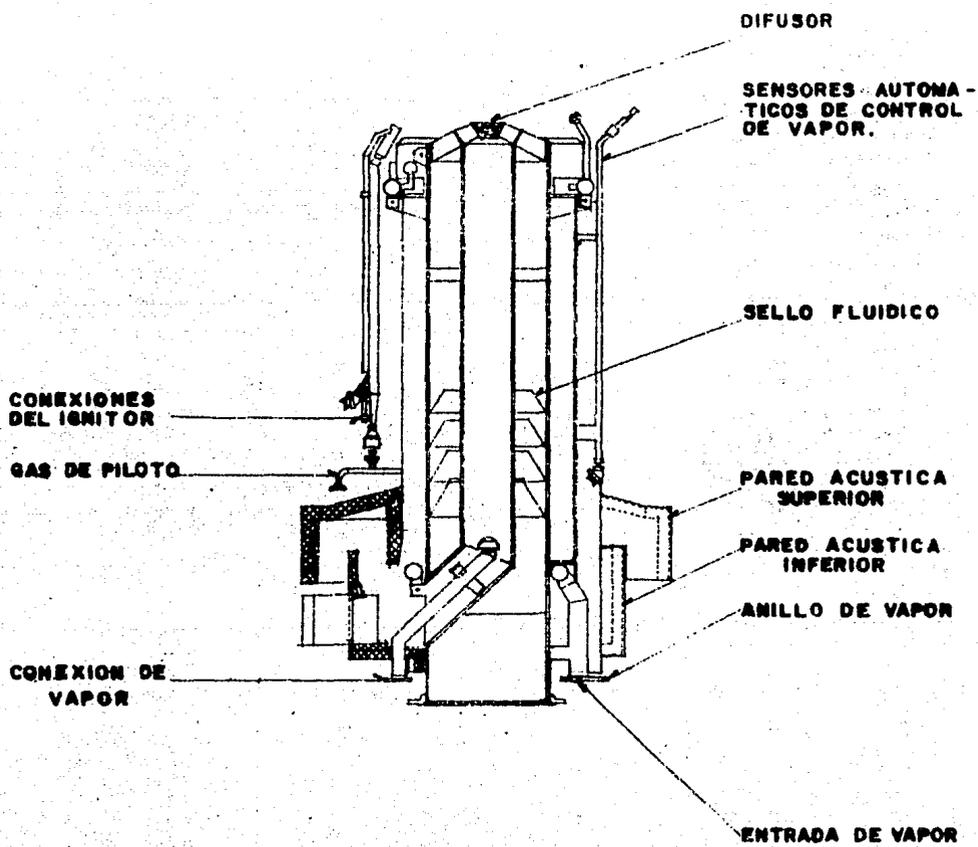
Enclaustrar parte de la flama del quemador elevado, o efecto coanda, para la inyección de aire o vapor, dentro del quemador, se emplea en diseños rigurosos. Los inyectores coanda tienen una pequeña abertura para el vapor, y una buena relación de perímetro a diámetro. En base a un gran número de estudios, se ha encontrado que la abertura del vapor debe ser mayor de 0.25 mm, para prevenir efectos de taponamiento. La fig. 3.15, nos muestra un quemador con inyección de vapor empleando el efecto coanda.

El empleo de barreras y envolturas acústicas, en los jets de vapor, e inyectores, para la reducción del humo; la envoltura tiene un revestimiento acústico, además de múltiples curvas para reducir el ruido.

La fig. 3.16, muestra la relación del gasto de vapor con los niveles de ruido.

De acuerdo a la British Medical Association, el umbral de dolor, no debe de excederse, siendo éste de 120 decibeles (db).

FIG. 3.14 DISPOSITIVO DE ELIMINACION DE LOS NIVELES DE RUIDO, CON PEQUEÑOS MULTIPUEROS DE VAPOR.



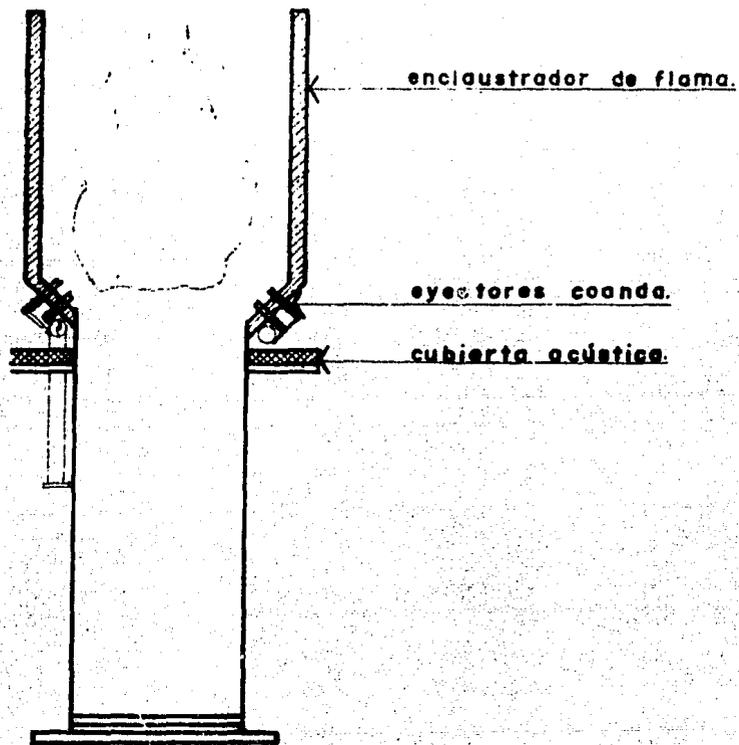
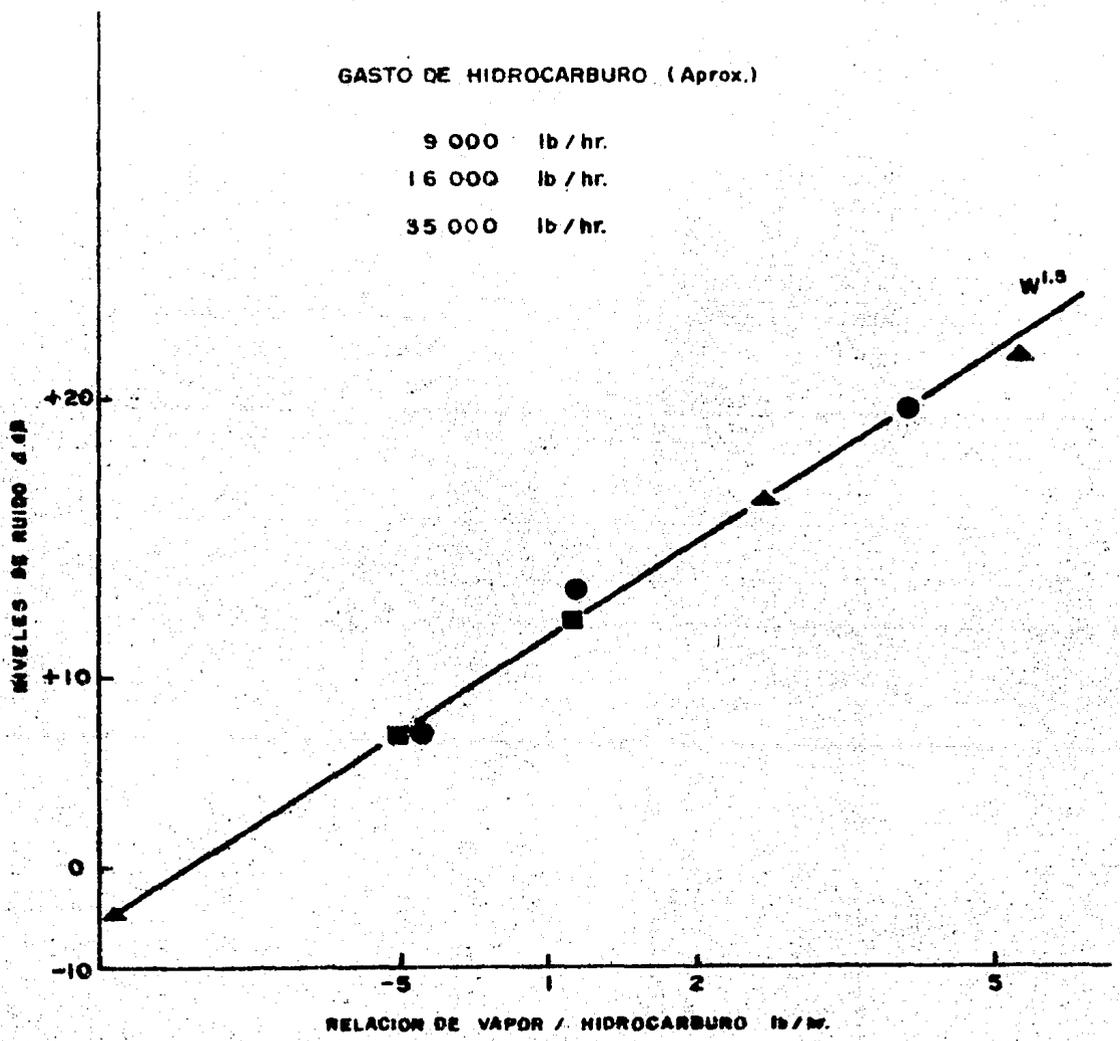


FIG. 3.15 QUEMADOR ELEVADO CON INYECCION DE VAPOR USANDO EL EFECTO COANDA.

FIG. 3.16 EFECTO DE LA INYECCION DE VAPOR EN EL RUIDO DE COMBUSTION



Los quemadores de fosa, son usados para disminuir los niveles de ruido, además de ocultar la flama; la fig. 3.17 muestra los niveles de ruido, producidos por quemadores elevados y quemadores de fosa.

3.1.13 SISTEMA DE IGNICION

El sistema de ignición influye considerablemente en la seguridad de operación del quemador.

Los gases generalmente son quemados por tres pilotos, espaciados entre sí 120°, para minimizar el efecto del viento.

Los pilotos se diseñan con un flujo tal de gas que sean capaces de responder, en las peores condiciones posibles, asegurando un desempeño confiable de los mismos, sin importar las condiciones meteorológicas.

Un panel de ignición, como el mostrado en la fig. 3.18, requiere de una corriente de gas combustible y una de aire comprimido, mezcladas en una cámara de combustión, en donde la chispa necesaria se obtiene a través de una bujía, excitada por un transformador eléctrico.

El panel de ignición, debe diseñarse a prueba de explosión, es decir, debe estar encerrado y protegido de tal manera, que sea capaz de resistir la explosión del gas combustible, en su interior, y de impedir, en forma segura, que el disturbio interno, produzca una explosión en el exterior del equipo, ya que éste se localizará en una atmósfera flamable; además para usarse a la intemperie.

La Fig. 3.19, muestra un modelo de piloto, así como sus partes que lo forman.

FIG. 3.17 ESPECTRO DEL FLUIDO PRODUCIDO POR QUEMADORES DE FOSA Y ELEVADORES.

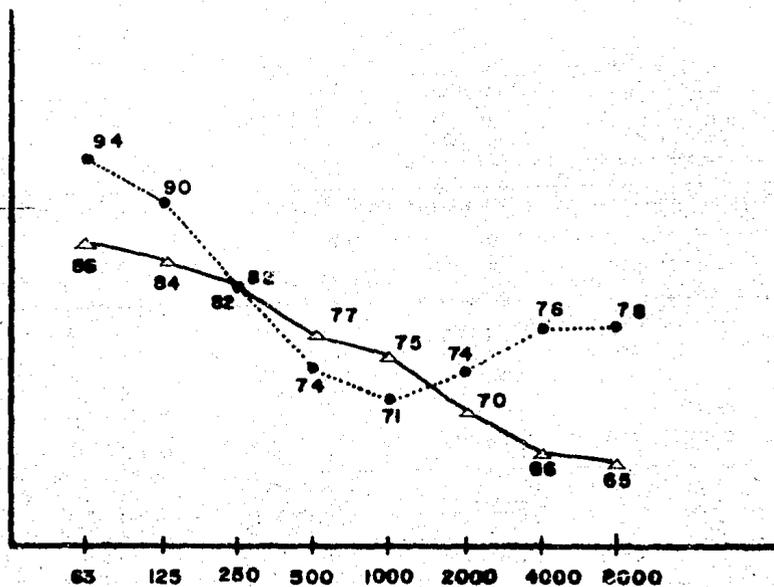
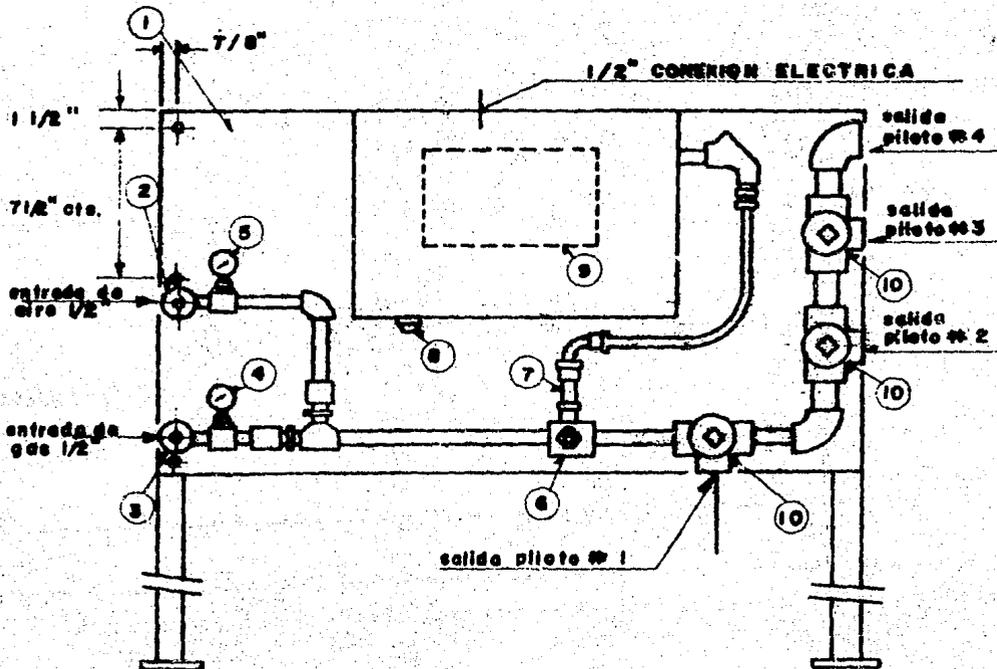
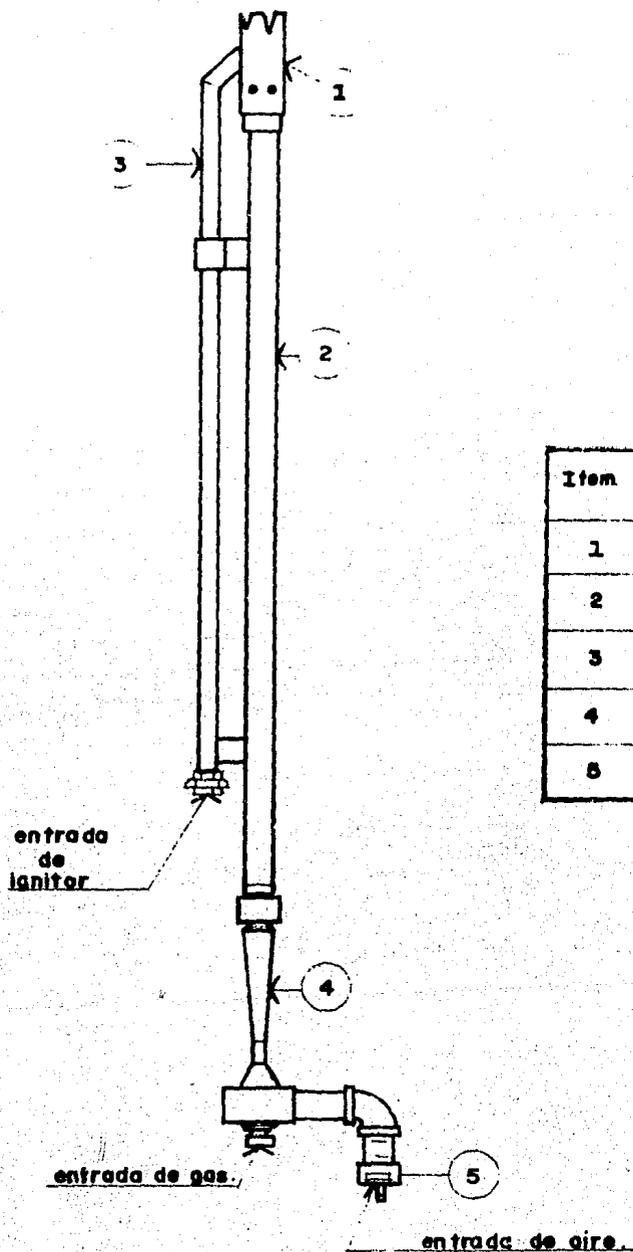


FIG. 3.18 PANEL DE IGNICION: ARREGLO TIPOICO (PARA QUEMADOR DE 4 PILOTOS).

IDENTIFICACION	CANTIDAD	DESCRIPCION
1	1	PLATO DE MONTAJE - 18" X 36"
2	1	VALVULA DE CONTROL DE AIRE (1/2")
3	1	VALVULA DE CONTROL DE GAS (1/2")
4	1	MANOMETRO PARA GAS
5	1	MANOMETRO PARA AIRE
6	1	
7	1	
8	1	BOTON A PRUEBA DE EXPLOSION
9	1	TRANSFORMADOR EN UN CUARTO A PRUEBA DE EXPLOSION.
10	3	VALVULA DE 3 VIAS





Item	Cantidad	Descripción
1	1	orificio de piloto.
2	1	tubo piloto 2"
3	1	tubo ignitor 1"
4	1	inspirador.
5	1	ajustador de aire.

FIG. 3.19. ARREGLO TIPICO DE UN PILOTO.

En algunas ocasiones, para ahorros del gas de piloto, éstos pueden estar apagados, ya que si no hay flujo de gases de desecho, no hay razón para desperdiciar gas para alimentar la llama piloto; los pilotos están conectados a un sistema automático, provisto de un dispositivo sensor electrónico, para vigilar el flujo de gas de desecho, ininterrumpidamente.

3.1.14 SISTEMA DE CONTROL

El sistema de control de vapor está asociado con su monitoreo. El monitor responde a velocidades electrónicas, cada pulsación del quemador es medida y aparece en la salida eléctrica de la unidad; cada señal eléctrica o neumática (si la señal ha sido convertida a neumática) causa que el sistema responda a una velocidad promedio cada vez que haya una variación.

Para un control adecuado del vapor, debe contarse con un medidor de flujo de gas al quemador, ya que dependiendo de éste será la cantidad requerida.

Un control con medición de flujo requiere:

- 1.- Medidor de flujo desde cero hasta 90 m³/seg
- 2.- Mínima obstrucción del flujo y mínima presión
- 3.- Amplio rango de temperaturas criogénicas hasta altas temperaturas (en el flare tip), bajo condiciones de emergencia.
- 4.- Resistencia a lodos formados por carbón, azufre, polímeros, condensados pesados y residuos.
- 5.- Resistencia a gases corrosivos, tal como el ácido sulfhídrico húmedo.
- 6.- Diseño de seguridad intrínseco
- 7.- Medidor de gas o másico directo para proporcionar una relación directa de vapor a control de gas.

La fig. 3.20 nos muestra un medidor de flujo con sensor externo.

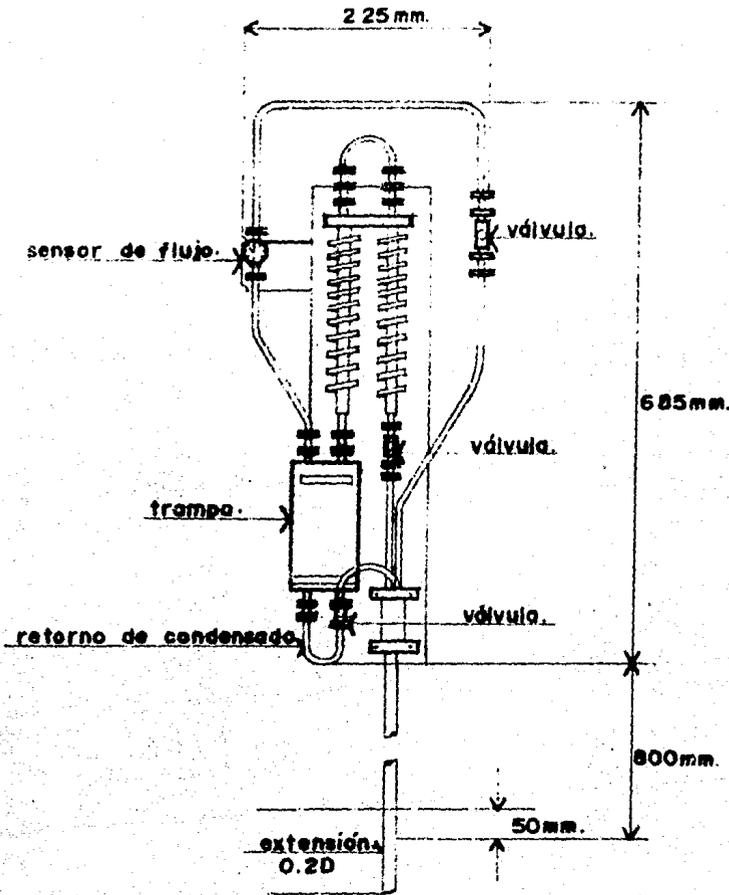


FIG. 3.20 MEDIDOR DE FLUJO CON SENSOR EXTERNO.

La localización preferida del medidor del flujo es en el tubo elevador (riser) entre el tanque separador y el quemador, tal como se muestra en la fig. 3.21.

La fig. 3.22 nos muestra un sistema típico de control de vapor, el cual emplea como método de medición de flujo, el flujo másico de gas.

El tipo de control de vapor con medición de flujo másico de gas se ha aplicado en gran variedad de hidrocarburos gaseosos con excelentes resultados.

3.1.15 LOCALIZACION

Para determinar la localización del quemador de campo es necesario considerar los efectos de radiación de valor sobre el personal y equipo, además del efecto del viento (ya discutidos en los puntos anteriores), ya que una falla importante en la planta puede dar lugar a la formación de una flama de tamaño considerable.

Con los niveles de radiación, tiempo de escape y efecto del viento se determina el área de seguridad tanto para el personal como para el equipo, recordándose que la radiación no deberá ser mayor de 1 500 btu/hrft² para el personal y de 3 000 Btu/hrft² para el equipo.

3.2 CRITERIOS DE DISEÑO

Con el conocimiento de los factores de diseño que influyen en el dimensionamiento de los quemadores de campo, tratados en el punto anterior, estamos en condiciones de dar los criterios de diseño empleados en el cálculo de los quemadores elevados, multijet y de fosa, así como las consideraciones en que se basan cada uno de ellos.

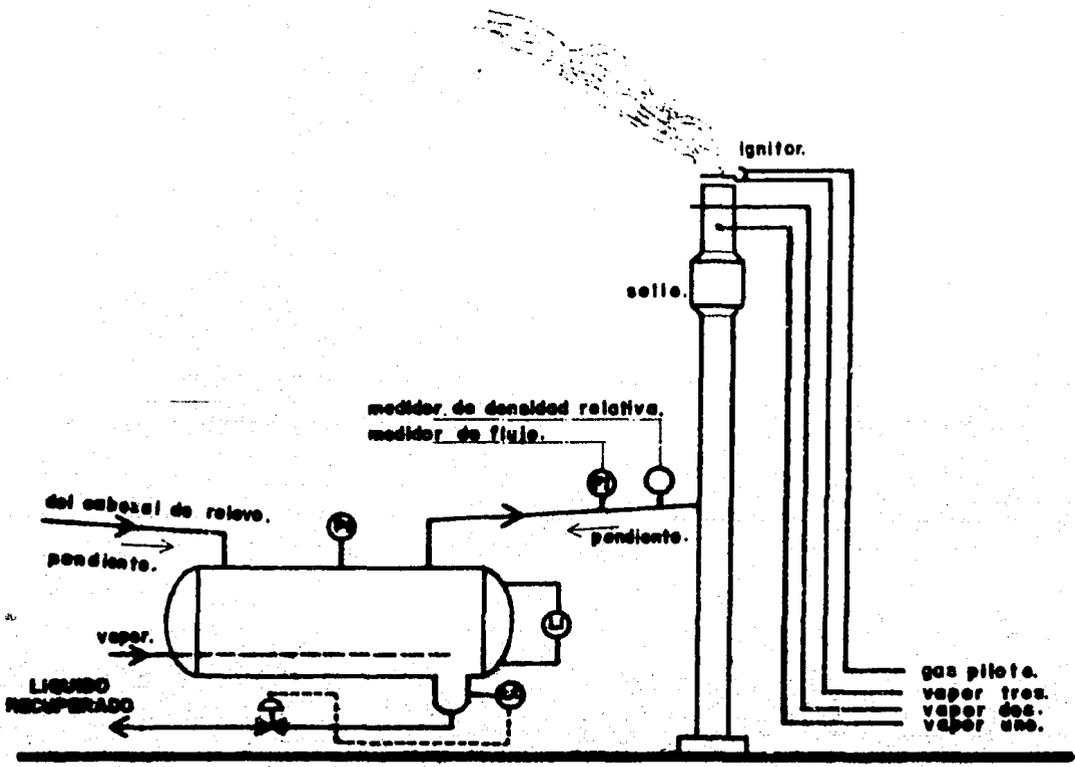
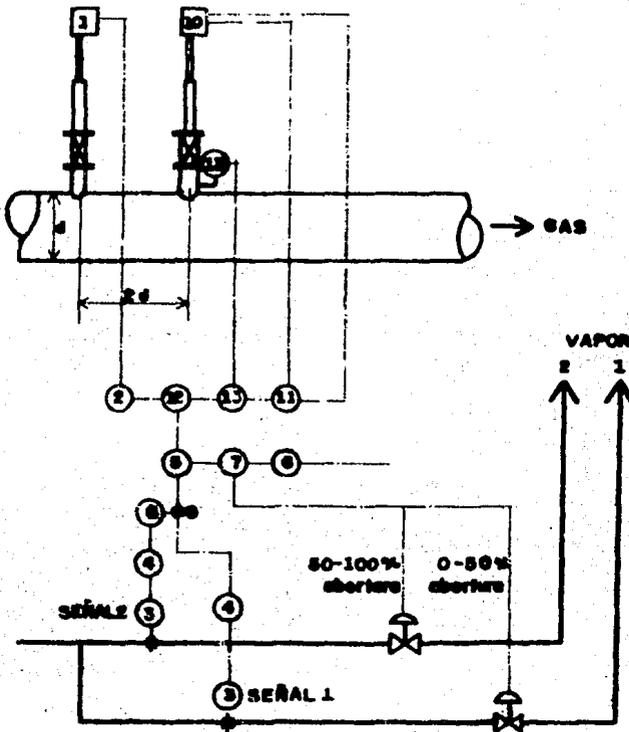


FIG. 3.21 LOCALIZACION TIPICA DEL MEDIDOR DE FLUJO.



LEYENDA.

- 1: flujo másico del gas.
- 2: amplificador de flujo.
- 3: orificio de flujo de vapor y a.p.
- 4: señal linealizada.
- 5: controlador de la relación gas/vapor.

OPCIONALES

- 6: controlador detector de humo.
- 7: relevador automático.
- 8: relevador por bajo flujo.
- 9: relevador selector alto bajo flujo.
- 10: densidad y temperatura. com. de dens. relativa.
- 11: relevador multifuncional.
- 12: presión absoluta.
- 13: unidad de compensación de presión.

FIG. 3.22 SISTEMA TÍPICO DE CONTROL DE VAPOR.

Los criterios para el diseño de quemadores elevados que se consideraran son:

1. API RP 521
- 2.- Brzustowski
- 3.- Kent
- 4.- Lloyd

Para el diseño de los quemadores multijet se emplea el criterio de diseño propuesto por:

- 1.- Miller

Y finalmente para el diseño de los quemadores de fosa se emplean los siguientes criterios:

- 1.- Longitud de flama
- 2.- Area de Quemado
 - a) Lummus
 - b) Mc Kee
- 3.- Gibson y Vinson

3.2.1 METODO API RP 521

El API RP 521 (6), es una guía de diseño para la instalación y operación de sistemas de relevo de presión y de presuramiento; los criterios que da, para el cálculo del diámetro del quemador, se basan en una velocidad de salida de 0.2 Mach, y para el cálculo de la altura del mismo quemador, se basa en una radiación máxima permitida de 2 000 Btu/hrft², a una distancia de 150 pies del quemador.

Los datos básicos, que se requieren, para el empleo de este método son:

- a) Tipo de gas de desecho
- b) Gasto máximo (W), en lb/hr
- c) Peso molecular promedio (M.W.), en lb/lb mol
- d) Temperatura del gas de desecho (T), en °R
- e) Calor de combustión, en Btu/lb
- f) Razón de calores específicos, $k = c_p/c_v$
- g) Presión del gas en la punta del quemador, en psia
- h) Velocidad del viento, en ft/seg

El procedimiento a seguir, para el cálculo del diámetro, altura del quemador, longitud de flama, distorsión causada por el viento y la máxima concentración de los gases a nivel de piso, se dá a continuación:

1.- Cálculo del diámetro del quemador

Base: 0.2 Mach = velocidad de salida del gas (Vg)

Mach = velocidad del gas / velocidad sónica en ese gas

donde:

$$\text{Velocidad sónica} = 223 ((k.T)/M.W.)^{0.5}$$

Gasto volumétrico a condiciones de P y T (del gas)

$$G.V. = W/\rho$$

$$\text{Area requerida} = G.V. / Vg \quad 3.20$$

Como el quemador tiene un área circular:

$$A_{\text{circular}} = (\pi d^2) / 4$$

de donde

$$d^2 = A/0.785$$

y

$$d = (A/0.785)^{0.5} \quad 3.21$$

2.- Cálculo de la longitud de flama

Con el calor liberado y la fig. 3.23 se obtiene la longitud de flama (L).

$$Q = \text{calor liberado}$$

donde

$$Q = \text{Flujo másico} \times \text{calor de combustión} \quad 3.22$$

3.- Cálculo de la distorsión de la flama causada por la velocidad del viento

Para el cálculo de la distorsión de la flama causada por la velocidad del viento se emplean dos métodos:

- a) Cálculo simple, el cual se basa en las curvas de la figura 3.24 y
- b) Método riguroso, en base a una serie de ecuaciones basadas en el efecto de la velocidad del viento sobre la flama.

a) Cálculo simple

Para poder emplear la fig. 3.24 se necesita la siguiente relación:

$$\frac{\mu_w}{\mu_o} = \frac{\text{velocidad del viento}}{\text{velocidad de salida}} \quad 3.23$$

Con la relación anterior se va a la figura mencionada y se lee:

$$\frac{\Delta y}{L} \quad \text{y} \quad \frac{\Delta x}{L}$$

donde:

$$\Delta y = Y = \text{alcance vertical de la flama}$$

$$\Delta x = X = \text{alcance horizontal de la flama}$$

$$L = \text{longitud de flama}$$

Por lo que únicamente hay que despejar X y Y de las relaciones en contradas a partir de la figura.

b) Cálculo riguroso

Las ecuaciones empleadas son:

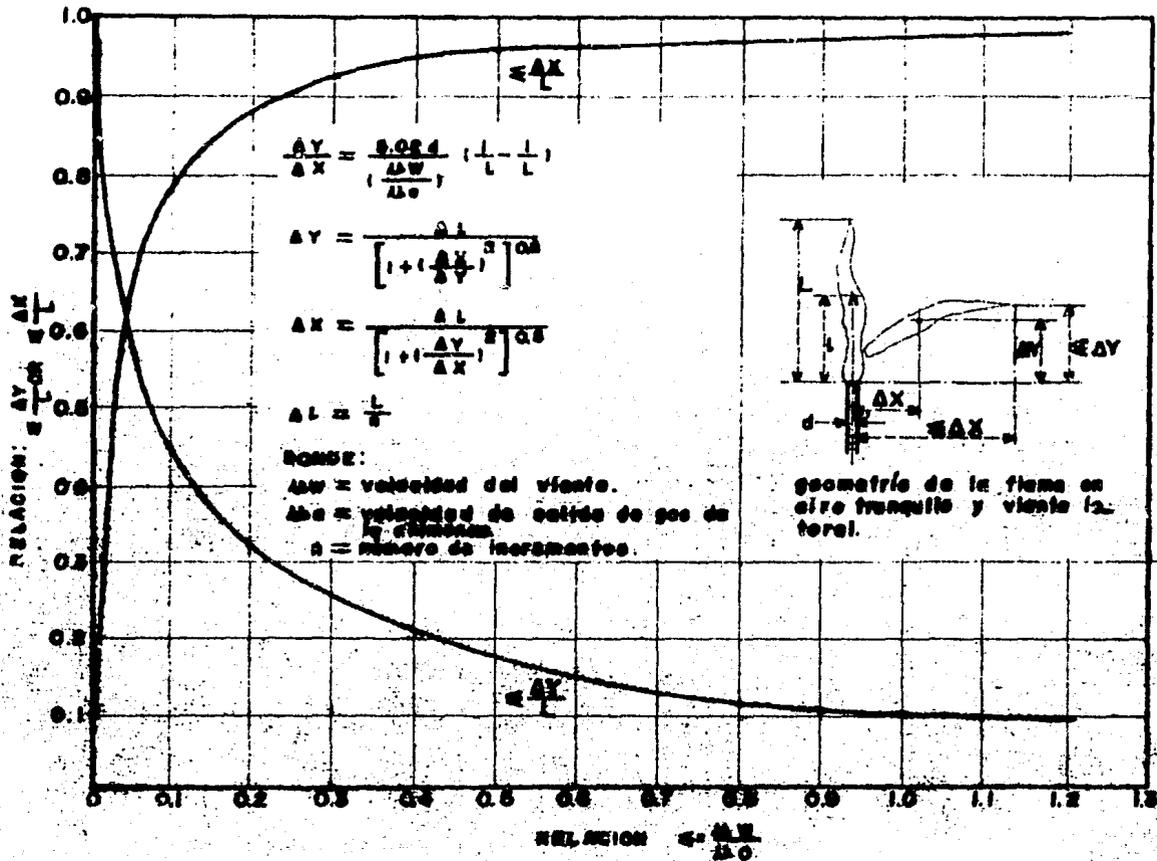


FIG. 3.24. DISTORSION DE FLAMA CAUSADA POR EL EFECTO DEL VIENTO.

$$a = 1.6 d_o \left(\left(\frac{1}{l} \right) - \left(\frac{1}{L} \right) \right) \quad 3.24$$

$$\frac{\Delta y}{\Delta x} = \frac{\mu_a}{\mu_w} = 1.6 d \left(\left(\frac{\mu_o}{\mu_w} \right) \left(\frac{1}{l} \right) - \left(\frac{1}{L} \right) \right) \quad 3.25$$

despejando:

$$\Delta x = \frac{\Delta l}{\left[1 + \left(\frac{\Delta y}{\Delta x} \right)^2 \right]^{0.5}} = X \quad 3.26$$

$$\Delta y = \frac{\Delta l}{\left[1 + \left(\frac{\Delta x}{\Delta y} \right)^2 \right]^{0.5}} = Y \quad 3.27$$

Para ayudar a entender cada término empleado en las ecuaciones anteriores, se sugiere observar la fig. 3.25, a continuación se dá el significado de cada término:

μ_a = velocidad axial promedio en cualquier punto de la flama.

μ_o = velocidad de salida del gas

μ_w = velocidad del viento

d_o = diámetro interno de la chimenea, en ft

l = distancia axial desde la chimenea a el punto en el cual se considera μ_a (cuando $\mu_a = 0$, $l = L$)

L = Distancia axial desde la chimenea hasta la punto de la flama.

4.- Cálculo de la altura requerida de la chimenea del quemador

Bases:

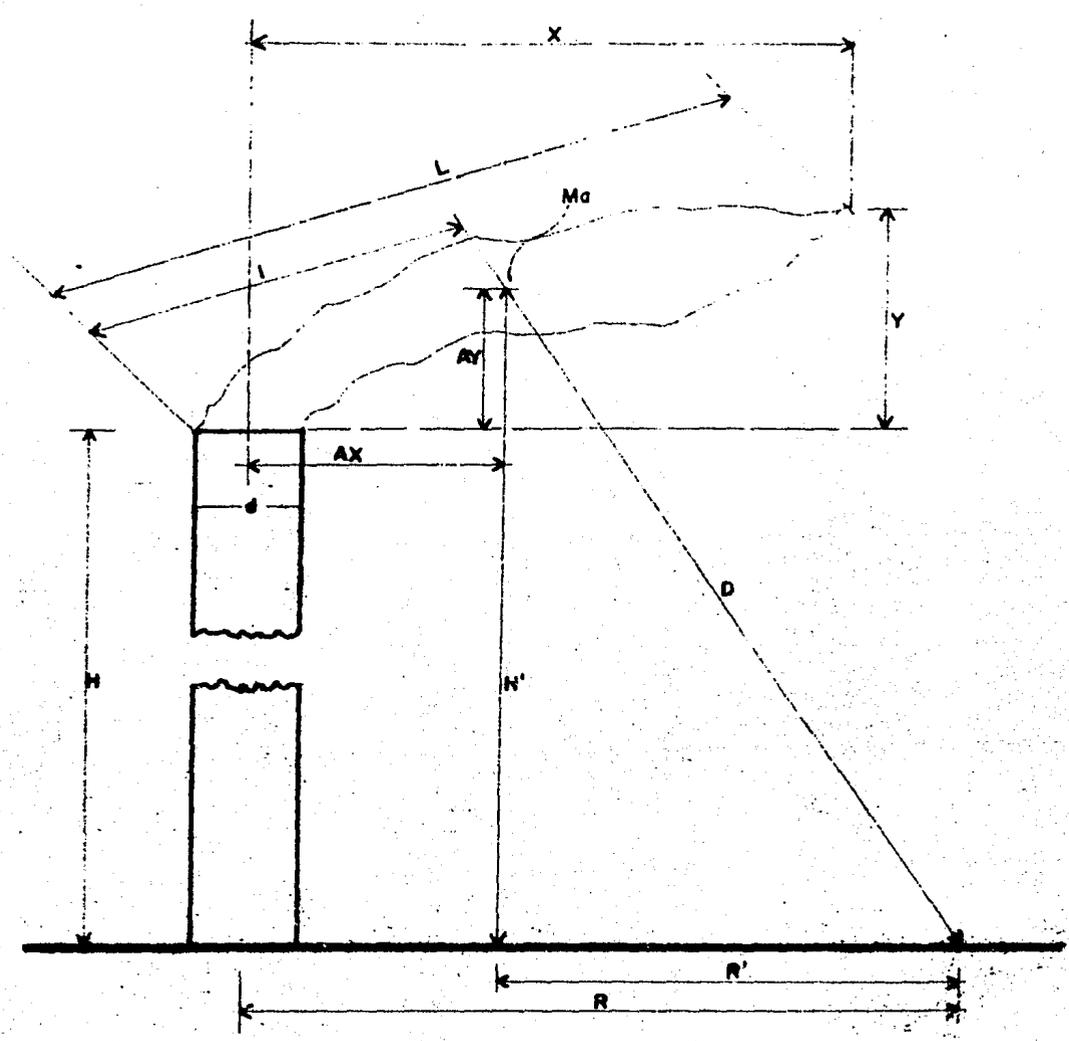


FIG. 3.25 RELACIONES GEOMETRICAS DE LA CHIMENEA Y DE LA DISTORSION DE LA FLAMA.

- Radiación máxima permitida = 2 000 Btu/hrft²
 a 150 ft de la chimenea del quemador.

Cálculo del diámetro, D

$$D = ((F. Q) / (4 \pi K))^{0.5} \quad 3.28$$

Cálculo de la altura, H

De acuerdo a la fig. 3.25

$$H' = H + 0.5 (Y)$$

$$R' = R - 0.5 (X)$$

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

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

como Y, X, D y R' ya se conocen:

$$H = H' - 0.5 Y \quad 3.29$$

5.- Cálculo de la concentración máxima de gases a nivel de piso

$$C_{\max} = \frac{3\ 697\ VMD_z}{\mu H^2 D_y} \quad 3.30$$

$$X_{\max} = \left(\frac{H}{D_z} \right)^{2/(2-n)} \quad 3.31$$

donde:

C_z = concentración máxima a nivel de piso, en ppm

V = volumen específico del gas tóxico, en ft^3/lb

M = Peso del gas tóxico, en ton/día

μ = Velocidad del aire a nivel de piso, en mph

H = Altura de la chimenea, en ft

D_y = Coeficiente de difusión horizontal

X = Distancia desde la chimenea al punto de máxima concentración -
en ft

n = Factor ambiental

3.2.2 METODO KENT

G.R. Kent (20), propone un procedimiento funcional para el diseño de los quemadores elevados, con o sin inyección de vapor, para lo cual, asume que, los gases mandados al quemador, es factible su combustión, y requieren solamente un piloto o encendedor de ignición.

Este método difiere del anterior, en la consideración del diámetro de la chimenea, ya que no la toma como función únicamente del número de Mach, sino también del número de Reynolds, en la evaluación del calor relevado, para el cálculo de la longitud de flama; finalmente, para el cálculo de la altura, la considera función de la longitud de la flama, del calor total relevado y de la intensidad calorífica.

Para el diseño del quemador, de acuerdo al criterio propuesto por Kent, se lleva a cabo el siguiente procedimiento:

1.- Cálculo del diámetro

Se sugiere que el número de Mach no exceda a 0.2 para evitar condiciones de vaciado, el cual puede extenderse más allá del criterio de 0.2 Mach, siempre y cuando se utilicen técnicas especiales de estabilización de flama, lo cual redundará en una disminución en el diámetro de la chimenea, y a su vez en el costo.

El cálculo del diámetro de la chimenea, se hace a partir -- del área requerida para la misma, donde:

$$A = (W/\rho) (1/3 600. u) \quad 3.32$$

Considerando una chimenea de sección circular

$$D = (4 A / \pi)^{0.5} \quad 3.33$$

2.- Longitud de Flama

La longitud de la flama está en función de la velocidad de salida: (V)

Para V = 0.2 Mach

$$L = 118d$$

Para V = 0.06 Mach

$$L = 110 d$$

Para V = 0.06 Mach

$$L = 100 d$$

3.- Cálculo de la distorsión de la flama causada por la velocidad del viento

La distorsión causada por el efecto del viento, se basa en la fig. 3.27, la inclinación de la flama y su efecto en los

FIG. 3.26 RELACION L/D VS No. DE MACH

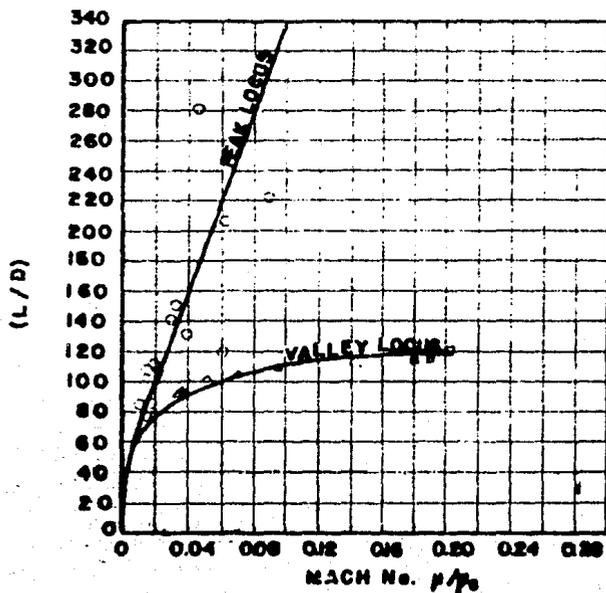
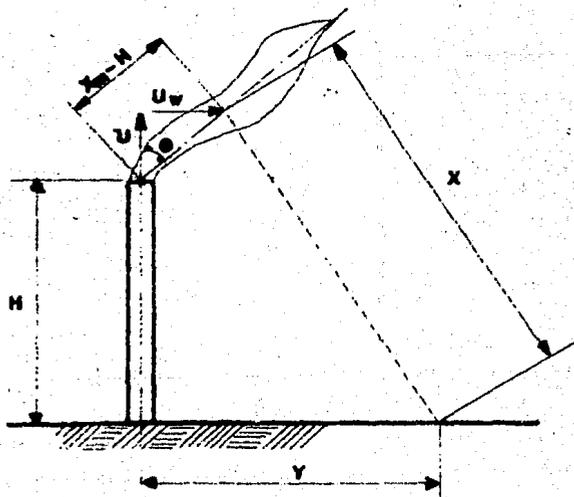


FIG. 3.27 DIAGRAMA DE LA CHIMENEA DEL QUE MADOR Y EL EFECTO DEL VIENTO EN LA FLAMA (KENT).



alrededores se determina con las siguientes ecuaciones:

$$\tan \theta = \frac{u_w}{u} \quad 3.34$$

$$u_w = (X_m - H) \operatorname{sen} \theta \quad 3.34$$

$$u = (X_m - H) \operatorname{cos} \theta \quad 3.36$$

$$y = (X^2 - (H + (X_m - H) \operatorname{cos} \theta)^2)^{0.5} + (X_m - H) \operatorname{sen} \theta \quad 3.37$$

$$X = \frac{f \cdot Q}{5 \cdot 530} \quad 3.38$$

donde:

θ = Angulo de inclinación de la flama, en grados

u_w = Velocidad del viento, ft/seg

u = Velocidad de salida, en ft/seg

x_m = Distancia radial mínima desde el centro de flama, ft

H = Altura de la chimenea del quemador, en ft

X^2 = Distancia radial desde el centro de la flama, en ft

y = Distancia radial desde la base de la chimenea, ft

4.- Cálculo de la altura de la chimenea del Quemador.

Para el cálculo de la altura de chimenea se toma en cuenta la intensidad de la radiación, calor total relevado, la longitud de flama y la fracción de calor radiante, siendo la expresión matemática:

$$H = \frac{\left(L^2 = \frac{fQ}{qM} \right)^{0.5}}{2} - L \quad 3.39$$

siendo:

q = intensidad calorífica, en Btu/hr ft² (Ver. fig. 3.28)

$$f = 0.20 (h_c/900)^{0.5} \quad 3.40$$

en donde:

$h_c = 50 m + 100$ para hidrocarburos

$h_c = nh_c$ para mezclas gaseosas

y

$$Q = W nh_c (379/m) \quad 3.41$$

donde:

h_c = valor calorífico neto de combustión, en Btu/scf

m = Peso molecular

n = Fracción mol

W = Flujo máximo de descarga, en lb/hr

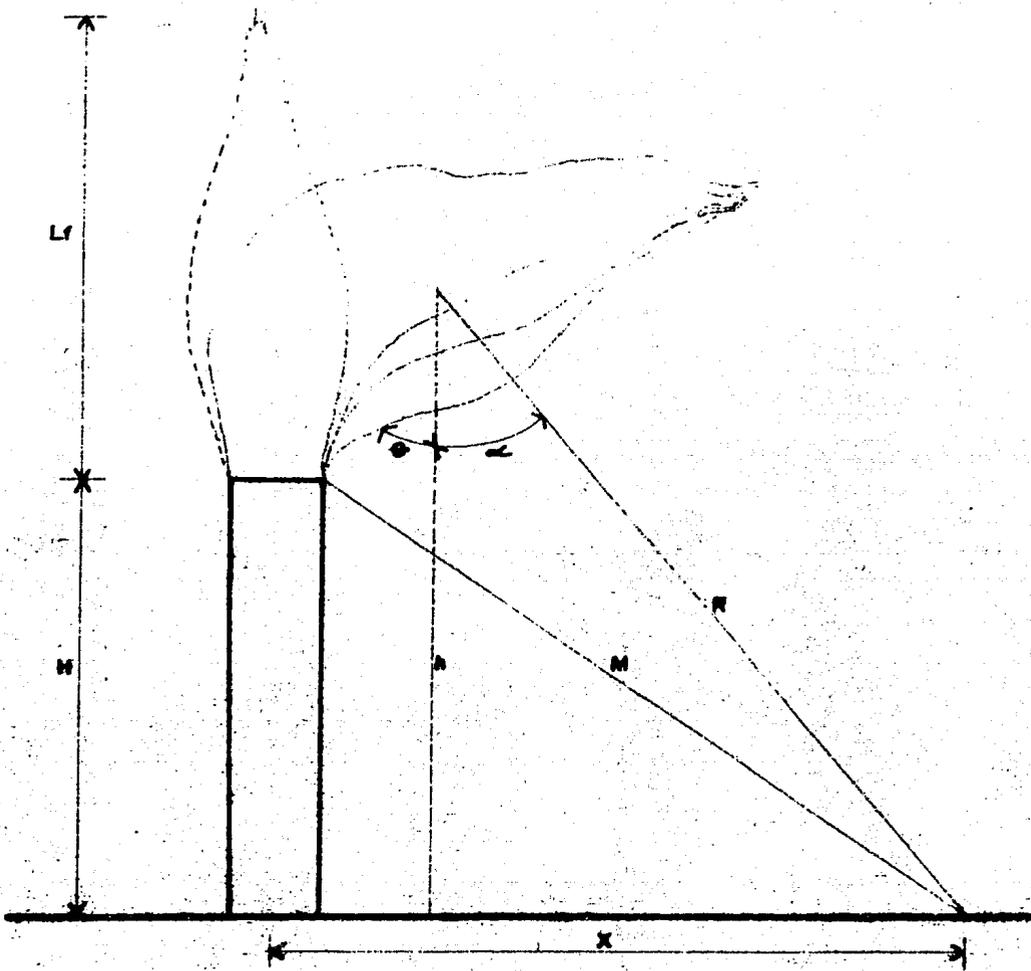


FIG. 3.28 RELACIONES GEOMETRICAS DE LA CHIMENEA Y LA FLAMA UTILIZADA POR LLOYD.

3.2.3 METODO LLOYD Y HUIE-HUANG

Este método general de diseño es para quemadores, nos dá la concentración en el flare tip, de la altura de la chimenea del quemador y el espaciamento del quemador.

Las suposiciones en que se basa el diseño son:

- a) La velocidad de salida en el flare tip es de 0.5 Mach
- b) La forma de la flama se describe como un cilindro alargado.
- c) La inclinación de la flama es el vector suma de la velocidad de salida del gas y la velocidad del viento.
- d) Un centro de radiación con las mismas propiedades geométricas, así como la localización de la flama en un tercio de la longitud de flama.

1.- Diámetro del quemador

Para una velocidad de salida de 0.5 Mach, la velocidad de salida del gas, V_g en ft/seg está dada por:

$$V_g = \frac{n (T_g + 460)^{\frac{1}{2}}}{M_w} \quad 111.5 \quad 3.42$$

donde:

T_g = Temperatura del gas, en °F

N = Razón de calores epecíficos (C_p/C_v)

MW = Peso molecular del gas

La relación de flujo volumétrico por la razón temperatura/ presión, en ft³/seg está dada por:

$$Q_a = \frac{Q (T_g + 460)}{127 \cdot 347 \cdot p} \quad 3.43$$

donde:

- Q_a = Flujo volumétrico, en ft³/seg actuales
- P = Presión del gas en el flare tip, en psia
- Q = Flujo volumétrico, en ft³/hr std

Para obtener el área requerida, en ft², se divide la ecuación 3.43 entre la ecuación 3.42

$$A = (Q_a/V_g) = \frac{Q}{1.42 \times 10^7} \sqrt{\frac{MW (T_g + 460)}{n}} \quad 3.44$$

Finalmente el diámetro de la chimenea del quemador se expresa como sigue:

$$d = 0.00359 \left(\frac{MW (T_g + 460)}{n} \right)^{0.25} \sqrt{\frac{Q}{P}} \quad 3.45$$

donde:

Diámetro del quemador, en in = d

2. - Longitud de Flama

La longitud de la flama puede estimarse usando las siguientes fórmulas:

$$L_f = 10d \sqrt{\frac{\Delta \cdot P}{55}} \quad 3.46$$

o

$$L_f = (V_g^2 \cdot MW \cdot P) / ((3593)(T_g + 460)) \quad 3.47$$

donde:

L_f = Longitud de flama, en ft

- 3.- Distorsión de la flama causada por el efecto del viento. La flama puede inclinarse por el viento, causando que el centro de radiación se encuentre en dirección al viento, de acuerdo a la fig. 3.29, el ángulo formado por la radiación de la flama y una línea perpendicular a la superficie, es el ángulo de incidencia, α . El ángulo formado por la flama inclinada por el efecto del viento, es el ángulo de inclinación de la flama, θ . La suma de éstos dos ángulos es el ángulo de visión (view), el cual corresponde al punto de máxima radiación en una línea a través de la dirección perpendicular del viento a la base de la chimenea. De acuerdo a las definiciones anteriores :

$$\phi = \alpha + \theta \quad 3.48$$

$$\theta = \tan^{-1} (V_w/v_g) \quad 3.49$$

donde:

B A J O V I E N T O

A L T O V I E N T O

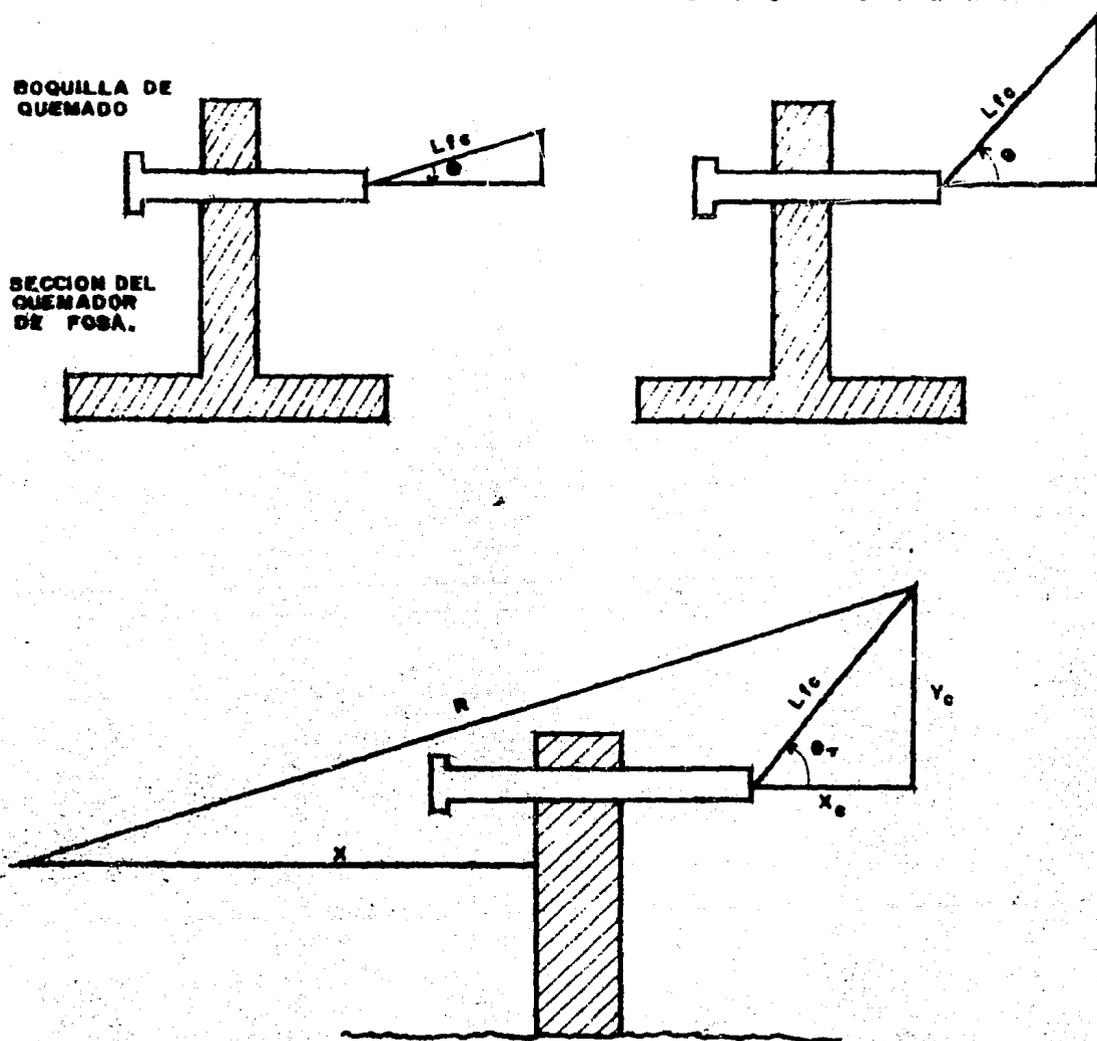
BOQUILLA DE
QUEMADOSECCION DEL
QUEMADOR
DE FOSA.

FIG. 329 EFECTO DEL VIENTO SOBRE LA FLAMA EN UN QUEMADOR DE FOSA.

V_w = Velocidad del viento

V_g = Velocidad de salida del gas

Y

La intensidad de radiación relativa, I_r, está dada por:

$$I_r = \left(\frac{h^2}{R} \right) \sin (\theta + R) \quad 3.50$$

donde:

h = Distancia base para alcular la intensidad relativa -
en ft

R = Distancia del centro de radiación al punto considerado,
en ft

4.- Altura de la chimenea del quemador

De acuerdo a la figura 3.29, tenemos que la altura necesaria de la chimenea puede determinarse con la ayuda de la siguiente fórmula:

$$H = R \cos \alpha - (Lf/3) \cos \theta \quad 3.51$$

donde:

$$R = \left(\frac{E \cdot Q \cdot HV \cdot SF}{4 \pi K} \right)^{0.5} \quad 3.52$$

α = Angulo de incidencia, en grados

E = Emisividad aparente (0.12 para quemado abierto)

HV = Valor calorífico neto, en Btu/ft²hr

K = Radiación permisible, en $\text{Btu}/\text{ft}^2\text{hr}$

SF = Factor de forma de diseño, $SF = \text{sen}$

θ = Angulo de inclinación de la flama en grados

5.- Espaciamiento de la Chimenea

Algunos quemadores se necesitan localizar a alguna distancia del área de acceso, sobre todo cuando el gasto es mayor de 25 000 $\text{ft}/\text{día std}$, la determinación de este espacio de acuerdo a la fig. 3.21 está dada por:

$$X = (M^2 - H^2)^{0.5} \quad 3.53$$

donde:

$$M^2 = R^2 + (Lf)^{2/3} - (2/3)LfR\cos(\theta + \alpha) \quad 3.54$$

3.2.4 METODO BRZUSTOWSKI

El método Brzustowski para predecir la forma y longitud de la flama, en quemadores elevados, y en base a ello determinar la altura de la chimenea requerida, se sustenta en estudios llevados a cabo en un cañón con jets de hidrocarburos, en un viento transversal, además de que supone que al final de la flama el combustible se encuentra diluido.

El método toma en consideración:

- a) Velocidad de quemado
- b) Composición de los gases

- c) El diámetro del quemador
- d) El efecto del viento

1.- Longitud y forma de la flama

a) Procedimiento de cálculo

Información requerida

M_j = Peso molecular del gas

j = Densidad del gas a la descarga, en lb/ft^3

u_j = Velocidad de salida del gas, en ft/seg

d_j = Diámetro del jet del gas, en ft

C_L = Límite de flamabilidad del gas en el aire, fracción volumétrica

U = Velocidad del viento, ft/seg

a = Densidad del aire ambiente, en lb/ft^3 , a condiciones ambientales puede tomarse como igual a 0.076 lb/ft^3

M = Peso molecular del aire ambiente, puede tomarse como igual a 29 lb/lb mol

b) Cálculo del límite de concentración del gas

$$\bar{C}_L = ((u_j/U_{\infty}) / (M_j/M_{\infty})) \quad 3.55$$

c) Cálculo de la localización de la flama en la boquilla de quemado

i) Si $\bar{C}_L \leq 0.5$:

$$S_L = 2.04 / \bar{C}_L^{1.03} \quad 3.56$$

$$\overline{X_L} = \overline{S_L}^{1.65} \quad 3.57$$

ii) Si $C_L > 0.5$:

$$S_L = 2.51/C_L^{0.625} \quad 3.58$$

Si $S_L > 2.35$:

$$\overline{X_L} = \overline{S_L} - 1.65$$

Si $S_L \leq 2.35$:

$$\overline{S_L} \approx 1.04\overline{X_L}^2 + 2.05\overline{X_L}^{0.28} \quad 3.59$$

De donde con la ayuda de la fig. C.1., se obtiene $\overline{X_L}$ para un dado $\overline{S_L}$.

d) Cálculo de la longitud de flama (coordena adimensional)

$$\overline{Z_L} = 2.05 \overline{X_L}^{0.28} \quad 3.60$$

e) Cálculo del parámetro de escalamiento R, el cual se obtiene para la presión dinámica relativa del jet y del viento.

$$R = \left\{ (U_j / U) / (j /) \right\}^{0.5} \quad 3.61$$

f) Cálculo de la coordenada dimensional para la longitud de la flama

$$Z_L = Z_L d_j R \quad 3.62$$

$$X_L = X_L d_j R \quad 3.63$$

g) Cálculo de la altura

$$H = h - Z \quad 3.64$$

A continuación se da la nomenclatura utilizada:

S = Distancia medida desde el orificio hasta el eje de máxima concentración, en ft

S = S/d_jR

X = Distancia diagonal desde el centro de descarga del jet, en ft

Z = Distancia vertical arriba de la boquilla de quemado en ft

H = Altura del quemador, en ft

h = Distancia vertical del piso al centro de la flama

3.2.5 METODO MILLER

El método propuesto por Miller (26), para el diseño de quemadores multijet, es el único del que se dispone en la literatura.

Los principios básicos, usados en el diseño de éste tipo de quemadores, son muy simples. Una gran cantidad de experimentos del mecanismo de combustión, han demostrado que la velocidad de reacción, generalmente, controla el tipo de quemado, en consecuencia, para llevar a cabo el quemado sin emisión de humo, el gas es mezclado a una velocidad tal que minimice la formación de carbón, además, en caso de que éste pueda formarse -

se quema antes de que pueda aglomerarse e irse en la flama en forma de --- hollín. Estudios de turbulencia de flama, han demostrado que la longitud de la flama es aproximadamente 80 veces el diámetro del jet, y es relativamente independiente de la velocidad jet.

1.- Diámetro de la Chimenea

El diámetro de la chimenea se basa en el calor relevado, a la capacidad de diseño, por lo tanto:

$$D = 0.828 Q^{0.5} \quad 3.65$$

donde:

D = Diámetro interno de la chimenea, en ft

Q = Calor relevado en millones de Btu/hr (en base al va lor calorífico alto)

2.- Altura de la Chimenea

La altura de la chimenea es independiente del diámetro y es usualmente de 32 ft. La base de la chimenea es sobre el piso, la distancia mínima entre la base de la chimenea y el piso es de 1/4 del diámetro interno de la chimenea o de 6 ft, lo que resulte mayor.

3.- Etapas de Quemado

El quemador multijet tiene una razón de vaciado (turndown) de aproximadamente 10:1; un quemador con dos etapas tendrá una relación máxima de 100:1, la cual es adecuada para la mayoría de las situaciones. Cuando se tienen dos etapas, la primera etapa maneja aproximadamente el 20% de la carga

3.2.6 METODO DE LA LONGITUD DE FLAMA

Este método y los tratados en los dos puntos siguientes se refieren al diseño de los quemadores de fosa.

El método se basa en que la longitud de la flama debe ser absorbida por la longitud de la fosa.

- 1.- Para viento tranquilo (menos de 20 mph) la longitud de flama está dada por:

$$L_f = 10D (\Delta P_{Tip}/55)^{0.5} \quad 3.69$$

- 2.- Para vientos fuertes (mayores de 20 mph) la longitud de la flama será igual a:

$$L_f = 2D (\Delta P_{Tip}/55)^{0.5} \quad 3.70$$

donde:

L_f = Longitud de flama en ft.

ΔP_{Tip} = Caída de presión en ft en la boquilla de quemado en in de H_2O

D = Diámetro de la boquilla, en in

- 3.- Se supone que el centro de flama, para viento tranquilo y viento fuerte, se localiza de acuerdo a las siguientes ecuaciones:

Para viento tranquilo

$$L_{fc} = L_f/5 \quad 3.71$$

Para viento fuerte

total, con lo cual la relación turndown se reduce al 50:1, lo cual permite manejar gastos más o menos grandes en caso de desastres.

4.- Número de Jets

El número de jets depende de la velocidad del gas de desecho, la ecuación para determinarlos es la sig.:

$$N = 16.4 V \quad 3.66$$

donde:

N = número de jets

V = Capacidad de diseño del quemador, en millones de ft³/
día std

Los jets se colocan en arreglos cuadrado y rectangular, generalmente con un pitch de 18 a 24 pulgadas, las siguien -
tes ecuaciones nos dan las dimensiones del pitch dependien
do del arreglo.

Para un arreglo cuadrado

$$P_s = (10D) / N^{0.5} \quad 3.67$$

Para un arreglo rectangular

$$P_s = (100D^2) / (NC) \quad 3.68$$

donde:

P_s = Pitch del jet en in

N = Número de jets

C = Distancia entre la línea central a las líneas de que
mado, en in

$$L_{fc} = L_f/2 \quad 3.72$$

4.- Velocidad de salida en la boquilla

$$V_e = 550 (PTip/55)^{0.5} \quad 3.73$$

V_e = Velocidad de salida en la boquilla, en ft/seg

- 5.- Para que la velocidad del viento no impida la salida de los gases, ésta debe de estar de acuerdo a la siguiente fórmula

$$V_{wp} = 1.47 V_w \quad 3.74$$

donde:

V_{wp} = velocidad del viento permisible, en ft/seg

V_w = Velocidad del viento, en mph

6.- Angulo de Inclinación de la Flama

El ángulo de inclinación de la flama está dado por el ángulo formado por el efecto del viento y el ocasionado por la densidad del gas caliente.

De acuerdo a la fig. 3.29 el ángulo debido al viento está dado por:

$$\theta_w = \text{arc tan } (V_w/V_e) \quad 3.75$$

El ángulo debido a la densidad del gas caliente es:

$$\theta_B = \text{arc tan } (6.25/V_e) \quad 3.76$$

El ángulo de inclinación de la flama es por consiguiente:

$$\theta_f = \theta_w + \theta_B \quad 3.77$$

- 7.- El espaciamiento, R, del quemador con los demás equipos y onal, se calcula por medio de la siguiente ecuación:
... valor se obtiene en ft

$$R = ((X + X_c)^2 + (H + Y_c))^{0.5} \quad 3.78$$

donde:

$$X_c = L_{fc} \cos \theta \quad 3.79$$

$$Y_c = L_{fc} \sin \theta \quad 3.80$$

8.- Intensidad de radiación

Finalmente la intensidad de radiación a la distancia R es -
tá dada por:

$$I = \frac{W \cdot h_c \cdot E}{4\pi R^2} \quad 3.81$$

donde:

I = Intensidad de radiación, en $Btuft^2hr$

h_c = Valor neto calorífico, en btu/lb

W = Gasto másico del gas, en lb/hr

E = Emisividad del gas

R = Distancia de seguridad, en ft

3.2.7 METODO DEL AREA DE QUEMADO

El diseño de los quemadores de fosa en base al área de quemado puede ser de acuerdo a los siguientes criterios:

- a) Mc Kee
- b) Lummus

El criterio Mc Kee considera que en un área de 1 m^2 es posible quemar $275\ 000 \text{ ft}^3/\text{día std.}$

El criterio Lummus propone un área de 1 m^2 para quemar $500\ 000 \text{ ft}^3/\text{ día std.}$

El área para una buena relación gas/aire en la fosa depende de la razón del flujo de gas al valor recomendado por el criterio empleado.

La relación de longitud de fosa al ancho de la misma debe ser de 5 a 2 como mínimo.

La intensidad de radiación se obtiene en base a la ecuación 3.81, la cual nos sirve para determinar el espacio que debe existir tanto para el personal como para el equipo que se encuentra en los alrededores.

3.2.8 METODO GIBSON Y VINSON

El quemador de fosa, diseñado por Gibson y Vinson, da una operación sin humo, se ha instalado principalmente, en plantas de gasolina, así tenemos, por ejemplo:

- a) Hidrocarburos líquidos, colectados, de los sistemas de drenaje abierto y cerrado.
- b) Vapores quemados en una operación sin humo.

Los hidrocarburos líquidos se colectan directamente, usando sumideros y separadores de fos fases. El corazón de tales sistemas es el quemador sin humo.

Se proponen dos diseños para quemadores sin humo: Sistema Bivins, el cual usa el método de atomización de agua, para dar operaciones sin humo, y el Sistema Fourway, el cual emplea vapor, para el quemado sin emisión de humo.

Sistema Bivins.- Se diseñó para quemar líquidos y gases, de líneas de desecho de 10 pulgadas y tres de cuatro pulgadas.

El quemador sin humo, tiene una boquilla de salida con tres pilotos. Un sello de aire evita el retroceso de la flama; el atomizador de agua tiene un medidor de flujo, para controlar el agua atomizada.

La boquilla de quemado es de 16 pulgadas de diámetro externo por ocho pies de longitud, y está construido en acero inoxidable.

La boquilla de quemado se coloca en forma horizontal sobre la fosa.

Los pilotos están diseñados por un panel de ignición con encendido remoto .

El sello es de tipo flúidico.

Sistema Fourway.- Este sistema es similar al sistema Bivins, la diferencia estriba en que éste emplea vapor de agua, como medio de eliminación de humo.

Un cabezal, en forma de anillo, se localiza alrededor de la boquilla de quemado. De éste cabezal parten jets de vapor hacia la corriente de gas de desecho.

Tiene un sistema de control que regula automáticamente el

el vapor, en función del flujo del gas de desecho.

Los niveles máximos de ruido producidos por el Sistema Bivins y el Sistema Fourway son de 72 db y 100 db, respectivamente.

Los quemadores de los dos sistemas mencionados son capaces de quemar hasta 155 000 lb/hr de hidrocarburos.

3.2.9 ANALISIS DE LOS CRITERIOS DE DISEÑO

El análisis de los criterios de diseño, se hace con el fin de decidir cual de ellos, es el más óptimo, para el cálculo de los quemadores de campo, con los tres tipos estudiados, puesto que en el Capítulo IV, se efectuará el cálculo del quemador para el Sistema de Transporte de Hidrocarburos de Atasta/Cd. Pemex, y éste se hará en base al criterio de diseño seleccionado.

Para los quemadores multijet, solamente se da el método propuesto por Miller, ya que éste, fué el que desarrolló el diseño de los quemadores mencionados, por lo cual se empleará para el cálculo del quemador.

Para los quemadores de fosa, se proponen dos criterios, que se complementan, el de Longitud de Flama con el del Area de Quemado, eligiéndose éstos para el cálculo del quemador; el de Gibson y Vinson, no se considera, ya que se desarrolla para condiciones determinadas.

Finalmente, para los quemadores elevados, por ser los más utilizados, sobre ellos se han hecho gran cantidad de estudios para su optimización, y en consecuencia se han desarrollado varios métodos para el cálculo de los mismos; en este trabajo únicamente se consideran los más representativos (API, Kent, Brzustowski y Lloyd), los cuales presentan ventajas y desventajas; mediante un análisis de las características de cada método, se eligirá el que se empleará para el cálculo del quemador.

Para facilitar la elección del criterio de diseño a emplear en el cálculo de los quemadores elevados, se resumen las características de

cada método en la tabla 3.8.

Analizando las características de cada método, tenemos que el criterio de dimensionamiento propuesto por G.R. Kent, se elige en base a lo siguiente:

- Para el cálculo del diámetro se basa en una velocidad de salida del gas de hasta 0.2 Mach, ya que ésta se considera aceptable, para que la flama no se apague, pues en caso de ser mayor, es necesario colocar dispositivos especiales.
- La longitud de flama es función de la velocidad de salida del gas y del diámetro del quemador; en base a estudios experimentales, reportados por Briggs (14), se encontró que los factores que más influyen en la longitud de la flama son los mencionados anteriormente.
- Para el cálculo de la altura, Lloyd y Kent, consideran en forma general los mismos factores, con la ventaja de que Kent, también considera el tiempo de escape requerido, y en base a éste, calcula la altura, mediante un procedimiento de ensayo y error.

Por lo que respecta a las demás características, todos los criterios propuestos consideran más o menos los mismos factores, por lo que las características restantes no incluyen en la selección del criterio de cálculo para los quemadores elevados..

TABLA 3.8 CARACTERISTICAS DE LOS CRITERIOS DE DISEÑO PARA QUEMADORES ELEVADOS

METODO DE CALCULO	CALCULO DEL DIAMETRO	CALCULO DE LA LONG. DE FLAMA	CALCULO DE LA ALTURA	CALCULO DEL EFECTO DEL VIENTO	CALCULO DEL AREA DE SEGURIDAD
A P I	Se basa en una velocidad del gas de: 0.2 Mach	Está en función del calor liberado	Se basa en una radiación máxima permitida de 200 Btu/hr-ft ² a 150 ft	Toma en cuenta la velocidad de salida del gas, vel del viento, diámetro de la chimenea y long. de flama.	La considera fija, tomando 150 ft desde la chimenea del quemador.
KENT	Se basa en una velocidad de salida del gas de hasta 0.2 Mach	Está en función de la velocidad de salida y el diámetro del quemador	Se obtiene como función de la long. de flama, y la distancia radial desde el centro de la flama, la cual es $f(q)$ y $q f(tc)$ por lo que se hace mediante ensayo y error	Es función de la velocidad del viento, vel de salida del gas, altura de la chimenea, distancia radial desde el centro de la flama y desde la base de la chimenea	La calcula a partir de la altura de la chimenea, ángulo de inclinación de la flama y la distancia radial desde el centro de la flama
LLOYD	Se obtiene a partir de una velocidad de salida del gas de: 0.5 Mach	Hay dos formas de obtenerla en función de la AP y d, y la 2a. en función de la velocidad de salida P y T del gas	Es función del ang. de incidencia de la flama, emisividad, valor calorif.neto, radiación permisible del ángulo de inclinación de la flama.		
BRZUSTOWSKI	Supone conocido el diámetro del quemador	Se basa en flamas de difusión turbulenta a altos N Re			

3.3 ESPECIFICACION

La especificación de los quemadores de campo, con respecto a los materiales de construcción, es un factor de gran importancia en la reducción de costos, ya que si se selecciona un acero inoxidable en lugar de un acero al carbón, los costos iniciales del quemador se incrementarán en gran medida.

El material de construcción dependerá del tipo de fluido y temperatura del mismo.

Los materiales de construcción se darán por tipo de quemador, para facilitar su consulta.

3.3.1 QUEMADOR ELEVADO

Los materiales recomendados para las partes que constituyen el sistema de quemador elevado son:

1.- Chimenea del Quemador

Cuerpo: AISI 316 L

2.- Boquilla del Quemador

Cuerpo: AISI 316 L

Anillo retenedor de flama: INCOLOY 800 H

Material refractario: 1 a 1.5 in de espesor

Brida: 150 # R.F.

3.- Sistema de Ignición y Pilotos

Boquilla del Ignitor: Inconel

Boquilla del piloto: INCOLOY 800 H
Tubo del Ignitor: AISI 3-9
Tubo del piloto: AISI 309
Soportes para montaje: ASTM A 285 grado C
Recubrimiento del termocople: Inconel

4.- Unidad de Encendido remoto:

Tablero: ASTM a 283 Grado C
Válvulas de bloqueo: 300 # ANSI, roscadas, ASTM
a 216 Grado
Tubería de interconexión: ASTM a 53 Grado B
Cámara de combustión: Acero inoxidable 316

5.- Tanque separador de líquido

Cuerpo: Acero al carbón

3.3.2 QUEMADOR MULTIJET

Las partes principales del sistema de quemador multijet, -
así como del material de construcción sugerido, se dá a continuación:

1.- Chimenea del quemador

Cuerpo: Lámina de acero de 1/8 in de espesor
Recubrimiento: Material refractario y aislante, con un es-
pesor de 4 a 6 in

2.- Jets

Cuerpo: Tubo ced 40 de 1 in

3.- Flameholders

Cuerpo: Material refractario

3.3.3 QUEMADOR DE FOSA

Los materiales recomendados para las partes que integran el sistema de quemador de fosa se dan a continuación:

- 1.- Fosa
Recubrimiento: Material refractario (generalmente ladrillo refractario)
- 2.- Boquillas de quemado: INCOLOY 800 H
Cuerpo: INCOLOY 800H
Recubrimiento: Material refractario
- 3.- Tubos elevadores
Cuerpo: AISI 309
- 4.- Cabezal de quemado
Cuerpo: ASTM a 53 Grado B
Recubrimiento: Material refractario, o cubrirlos con grava.

3.3.4 HOJAS DE DATOS

Las hojas de datos se elaboran con la finalidad de cotizar el equipo en cuestión, generalmente se tienen formatos para casi todos los equipos, en el caso de los quemadores no se dispone de un formato estándar por lo que se desarrollaron las hojas de datos correspondientes.

Estas hojas de datos, Anexo "D", se hicieron con un formato tal que permitiera plasmar los requerimientos, tanto de proceso, dispositivos para servicios auxiliares y materiales que debe cumplir el quemador para la función deseada.

3.4 SELECCION DEL SISTEMA DE QUEMADOR ADECUADO

Los factores que influyen en la selección de los sistemas de quemadores elevados, multijet y de fosa, más adecuados a instalarse en las plantas industriales, dependen del tipo de proceso, condiciones climatológicas, reglamentos locales de contaminación y del costo inicial y de operación. A continuación se dá un sumario de todos los factores que deben tomarse en cuenta antes de decidirse por un sistema de quemado en especial.

- a) Capacidad del quemador
- b) Peso molecular del gas de desecho
- c) Composición de la corriente de desecho
- d) Area disponible para la instalación
- e) Producción de humo
- f) Producción de ruido
- g) Producción de luminosidad
- h) Niveles de concentración máximos
- i) Niveles permisibles de radiación
- j) Inversión inicial
- k) Costo de operación

El primer paso en la selección del tipo de quemador a utilizar, consiste en que todos los requerimientos de proceso sean satisfechos por los quemadores (factores a)...d)) ya que en el caso de que se tenga un gasto de relevo muy grande, éste no podrá ser manejado totalmente por los quemadores multijet, ya que éstos no manejan grandes volúmenes.

Suponiendo que los sistemas de quemadores involucrados en el presente estudio cumplan con todos los requerimientos del proceso, el segundo paso consiste en la consideración del área disponible para la instala-

ción del quemador; un quemador de fosa requiere de una gran disponibilidad de terreno, tanto para la instalación de la misma fosa como para el área de seguridad debida a los niveles de radiación; en el caso de un quemador elevado, los requerimientos de terreno dependerán de la estructura de los mismos, puesto que un quemador autosoportado ocupa un espacio aproximadamente 20 veces menor que el requerido por un quemador cableado, a pesar de lo cual, el área requerida para la instalación de los quemadores elevados, sin tomar en cuenta la estructura, es menor que la utilizada por los quemadores de fosa; finalmente los quemadores multijet ocupan menor espacio que los dos tipos anteriores, ya que debido a su gran cantidad de jets de quemado, los niveles de radiación se reducen, y por consiguiente el área requerida.

El tercer paso consiste en que el quemador seleccionado cumpla con los requerimientos locales en cuanto a emisión de humo, ruido, luminosidad, niveles de concentración y de radiación, lo anterior aplica para el quemado de gases más pesados que el metano, cuyo quemado ocurre con emisión de humo y luminosidad, para lo cual se emplean los métodos de eliminación de humo y de luminosidad, como por ejemplo, la inyección de vapor, la cual controla el humo, pero agrava el problema del ruido (el cual es otro contaminante), debido al incremento del grado y velocidad de combustión, además de ser una fuente de ruido jet de alta frecuencia, el cual es muy crítico para el oído humano; para eliminar este ruido se emplean dispositivos especiales, tal como el mostrado en la Fig. 3.14, el empleo de estos dispositivos soluciona el problema de la emisión de humo, luminosidad y ruido, que son característicos de los quemadores elevados y de fosa; en cambio un quemador multijet, desde su diseño, se concibió como un quemador capaz de disponer de los gases de desecho sin emisiones de humo y luminosidad, y por lo tanto sin ruido.

Con respecto a los niveles de radiación, en función del espaciamiento del quemador, éste va en orden ascendente para los quemadores multijet, elevados y de fosa.

Finalmente, el cuarto paso consiste en la selección definitiva del quemador, tomando en cuenta los puntos considerados anteriormente

y el costo inicial y de operación. Para facilitar la selección del quemador de acuerdo al factor económico, se sugiere consultar la tabla 3.9

La tabla 3.9 nos dá el costo inicial y el costo de operación anual, para los tres sistemas de quemadores involucrados. La Tabla 3.10 nos dá la variación de los costos en los quemadores elevados, dependiendo de la estructura

TABLA 3.9 COMPARACION DE COSTOS DE SISTEMAS DE QUEMADORES ELEVADOS, MULTIJET Y DE FOSA

		COSTO INICIAL	COSTO DE OPERACION
Más caro	↑	Multijet	Elevado
		Fosa	Fosa
Menos caro		Elevado	Multijet

TABLA 3.10 COMPARACION DE COSTOS DE QUEMADORES ELEVADOS

Más caro	Menor de 150 ft	De 150 ft a 200 ft	Mayor de 200 ft
↑	Cableado	Autosoportado	Autosoportado
	Autosoportado	Cableado	Tipo torre
	Tipo torre	Tipo torre	Cableado

CAPITULO IV

CALCULO Y SELECCION DEL QUEMADOR DEL SISTEMA DE TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS ATASTA-CD. PEMEX

- 4.1 ALCANCE DEL PROYECTO
- 4.2 BASES DE DISEÑO
- 4.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
- 4.4 DIAGRAMA MECANICO
- 4.5 CALCULO DEL SISTEMA DE QUEMADORES
 - 4.5.1 QUEMADOR ELEVADO
 - 4.5.1.1 CALCULO DEL TANQUE SEPARADOR DE LIQUIDO
 - 4.5.1.2 CALCULO DEL QUEMADOR ELEVADO
 - 4.5.2 QUEMADOR MULTIJET
 - 4.5.2.1 CALCULO DEL QUEMADOR MULTIJET
 - 4.5.3 QUEMADOR DE FOSA
 - 4.5.3.1 CALCULO DEL QUEMADOR DE FOSA
- 4.6 SELECCION DEL SISTEMA DE QUEMADORES

CAPITULO IV

CALCULO Y SELECCION DEL QUEMADOR DEL SISTEMA DE TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS ATASTA - CD. PEMEX

El presente capítulo; se enfoca al diseño, especificación y selección del sistema de quemadores, para el Sistema de Transporte de Hidrocarburos de Atasta a Cd. Pemex; en base al alcance del proyecto y a las bases de diseño del mismo; además, del diagrama de flujo de proceso.

4.1 . ALCANCE DEL PROYECTO

El proyecto del Sistema de Transporte de Hidrocarburos Atasta-Cd. Pemex, está constituido básicamente por la integración de líneas de envío de Atasta a Cd. Pemex, formado por dos gasoductos de 16 in y una línea de 8 in de gas combustible.

En los cruces de los ríos Sn. Pedro y Sn. Pablo, Usumacinta, Naranjo, Betzal y Chilapa deberá existir un sistema de desvíos, que permitirá interconectar las líneas, para garantizar una operación continua, en caso de falla de cualquiera de las líneas; para lo cual se colocarán los quemadores de campo necesarios, para disponer, en forma segura, del flujo de los gasoductos, en caso de que alguno de ellos sufra ruptura.

4.2 BASES DE DISEÑO

Las bases de diseño dan la función del sistema, capacidad, rendimiento, flexibilidad, composición de las corrientes de entrada y salida, los métodos de eliminación de desechos y almacenamiento y servicios auxiliares requeridos por el proceso.

1. GENERALIDADES

1.1 Función del sistema

El sistema tendrá como funciones principales:

- a) La transportación a la estación de recepción en Cd. Pemex de los hidrocarburos en estado gaseoso, que se obtengan en la estación de recompresión en Atasta.
- b) La transportación a la estación de recompresión en Atasta del gas combustible requerido, proveniente del área de Almendros.

2. CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD

2.1 Factor de Servicio

El sistema tiene un factor de servicio de 1.0, ya que se diseñará para operar en forma continua los 365 días del año.

2.2 Capacidad

a) Capacidad de diseño

a.1) Transporte de Gas Amargo

La capacidad de diseño de los gasoductos terrestres Atasta -- Cd. Pemex es de $14\ 522\ 444\ m^3/d$ ($20^\circ C$ y $1\ Kg/cm^2\ man$) para cada uno, considerando la capacidad máxima del ducto, partien-- do en Atasta con una presión de $84.4\ kg/cm^2\ man.$, y llegando -- hasta $70.3\ kg/cm^2\ man.$ a la salida en Cd. Pemex

a.2) Transporte de Gas combustible

La capacidad de diseño del ducto de gas combustible es de -- $2\ 073\ 500\ m^3/dia$ ($20^\circ C$ y $1\ Kg/cm^2\ man.$) partiendo con una pre-- sión de $84.4\ kg/cm^2\ man.$ en Almendros y llegando a Atasta con una presión de $70.3\ kg/cm^2\ man.$

b) Capacidad Máxima

b.1) Transporte de Gas amargo

La capacidad máxima de gas a transportar en cada gasoducto terrestre es de $7\ 622\ 820\ \text{m}^3/\text{día}$ (20°C y $1\ \text{kg}/\text{cm man}$), considerando que cada uno maneja la mitad del flujo total máximo de gas que se obtendrá en la Estación de Recompresión.

b.2) Transporte de Gas Combustible

La capacidad máxima de gas combustible a transportar, es de $743\ 000\ \text{m}^3/\text{día}$ (20°C y $1\ \text{kg}/\text{cm man}$), la cual corresponde a la capacidad de diseño de la Planta Deshidratadora de gas combustible de Atasta.

c) Capacidad Normal

c.1) Transporte de Gas Amargo

La capacidad de cada ducto en operación normal es de $5\ 717\ 115\ \text{m}^3/\text{día}$ (20°C y $1\ \text{kg}/\text{cm}^2\ \text{man}$).

c.2) Transporte de Gas combustible

Se considera que la capacidad normal de éste ducto es de $538\ 500\ \text{m}^3/\text{día}$ (20°C y $1\ \text{kg}/\text{cm}^2\ \text{man}$).

d) Capacidad mínima

d.1) Transporte de Gas amargo

La capacidad mínima de gas a transportar es de $1\ 429\ 279\ \text{m}^3/\text{día}$ (20°C y $1\ \text{kg}/\text{cm}^2\ \text{man}$), la cual corresponde al flujo de gas en Atasta, cuando opere a su capacidad mínima.

2.3 Flexibilidad

En caso de fractura de los ductos de transportación de gas --

amargo y gas combustible, en el área de la Laguna de Poom y en los cruces de los ríos, el sistema contará en estos puntos con líneas que desviarán el flujo de la sección dañada, para permitir su reparación.

3. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES A TRANSPORTAR

3.1 Composición de las corrientes manejadas

a) Composición del gas amargo

Componente	% mol
Agua	800-1 020 ppm (mol)
Acido sulfhídrico	20 620-27 860 ppm (mol)
Bióxido de carbono	37 100-49 160 ppm (mol)
Nitrógeno	1.389
Metano	68.745
Etano	16.893
Propano	9.125
I-Butano	0.915
N-Butano	2.243
I-Pentano	0.313
N-Pentano	0.293
N-Hexano	0.085
	100.000 (Base seca)

b) Composición del Gas combustible

Componente	% mol
Agua	0.126
Acido sulfhídrico	0.005
Bióxido de carbono	0.100
Metano	97.394
Etano	1.187
Propano	0.609
I - Butano	0.579

3.2 CONDICIONES DE LAS CORRIENTES EN ATASTA

PROCEDENCIA	DESCRIPCION	EDO. FISICO	PRESION MAN kg/cm ² MAX/NORM/MIN	TEMPERATURA °C MAX/NORM/MIN	FORMA DE RECIBO
Est. de Recompre- sión en Atasta	Gas amargo	Gaseoso	84.4/78.2/72.2	123/52/45	Tubería
Almendros	Gas Comb.	Gaseoso	84.4/70.0/24.6	38/27/27	Tubería

3.3 CONDICIONES DE LAS CORRIENTES EN CD. PEMEX

DESTINO	DESCRIPCION	EDO. FISICO	PRESION MAN. kg/cm ² MAX/NORM/MIN	TEMPERATURA °C MAX/NORM/MIN	FORMA DE ENTREGA
Estación de Recep- ción en Cd. Pemex	Gas Amargo	Gaseoso	70.3/70.3/70.3	38/27/20	Tubería

4. ELIMINACION DE DESECHOS

4.1 Normas y Requerimientos

En caso de que haya fractura en los ductos de transporte de hidrocarburos, se prevee su eliminación mediante la instalación de quemadores de campo.

5. ALMACENAMIENTO

No se dispondrá de almacenamiento para gas.

6. SERVICIOS AUXILIARES

Se requerirá de vapor de agua para la operación de los quemadores de campo.

Se requerirá de aire de instrumentos para los dispositivos de control.

4.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

Para el Sistema de Transporte de Hidrocarburos de Atasta-Cd. - Pemex, la fig. 4.1 nos muestra el Diagrama de Flujo de proceso, elaborado en función de las Bases de Diseño dadas en el punto anterior.

El diagrama del flujo de proceso nos muestra el equipo requerido por el proceso, las condiciones de las corrientes (presión y temperatura) y el Balance de material.

Como puede observarse, en la Fig. 4.1, el diagrama para el sistema, es muy simple, ya que, se trata de un sistema de transporte, por lo que unicamente se requieren ductos, en los que se han incluido desvíos,

en los cruces de la laguna de Poom y de los ríos, con el fin de que en caso de que se produzca alguna falla, el sistema pueda seguir operando en forma continua. También nos muestra las condiciones de las corrientes gaseosas transportadas.

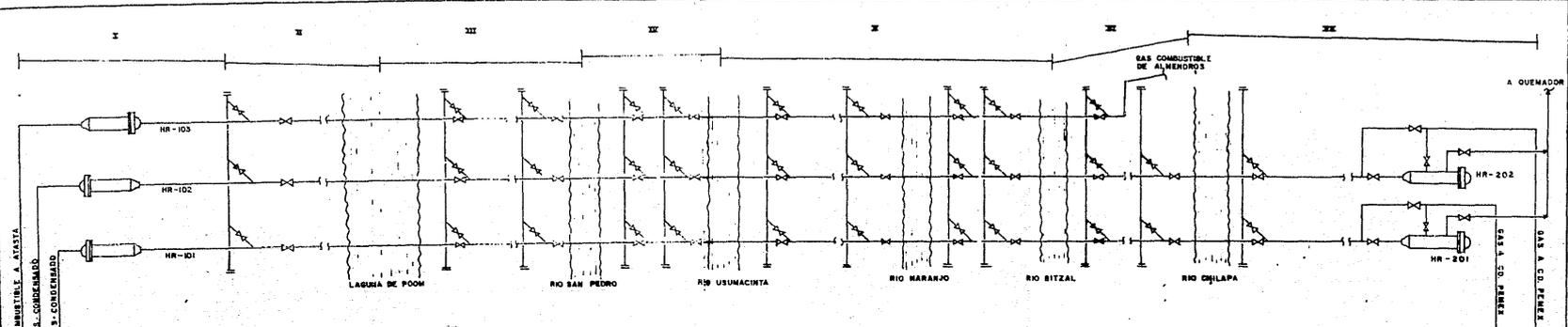
Los ductos de transporte de las corrientes gaseosas, se han dividido en cuatro tramos para facilitar su manejo

4.4 DIAGRAMA MECANICO

El Diagrama Mecánico se elabora a partir del Diagrama de Flujo de Proceso.

El Diagrama Mecánico debe incluir el equipo necesario para el proceso, la instrumentación requerida para el control del sistema, diámetros de las líneas y tipo de fluido a manejar por cada una de ellas.

La Fig. 4.2 nos muestra el Diagrama Mecánico para el Sistema de Transporte de Hidrocarburos de Atasta a Cd. Pemex.



LISTA DE DUCTOS.

Tramo	(km) longitud	mezcla (vol) gas condensado	gas (vol) combustible
I	11.02		
II	26.32		
III	5.409		
IV	14.859		
V	12.805		
VI	14.805		
VII	1.830		

- LISTA DE EQUIPO.**
- HR-101 LANZADOR DE DIABLOS DEL AREA DE ATASTA
 - HR-102 LANZADOR DE DIABLOS DEL AREA DE ATASTA
 - HR-103 RECEPTOR DE DIABLOS DEL AREA DE ATASTA
 - HR-201 RECEPTOR DE DIABLOS DEL AREA DE CD. PEMEX
 - HR-202 RECEPTOR DE DIABLOS DEL AREA DE CD. PEMEX
 - HR-203 RECEPTOR DE DIABLOS DEL AREA DE CD. PEMEX

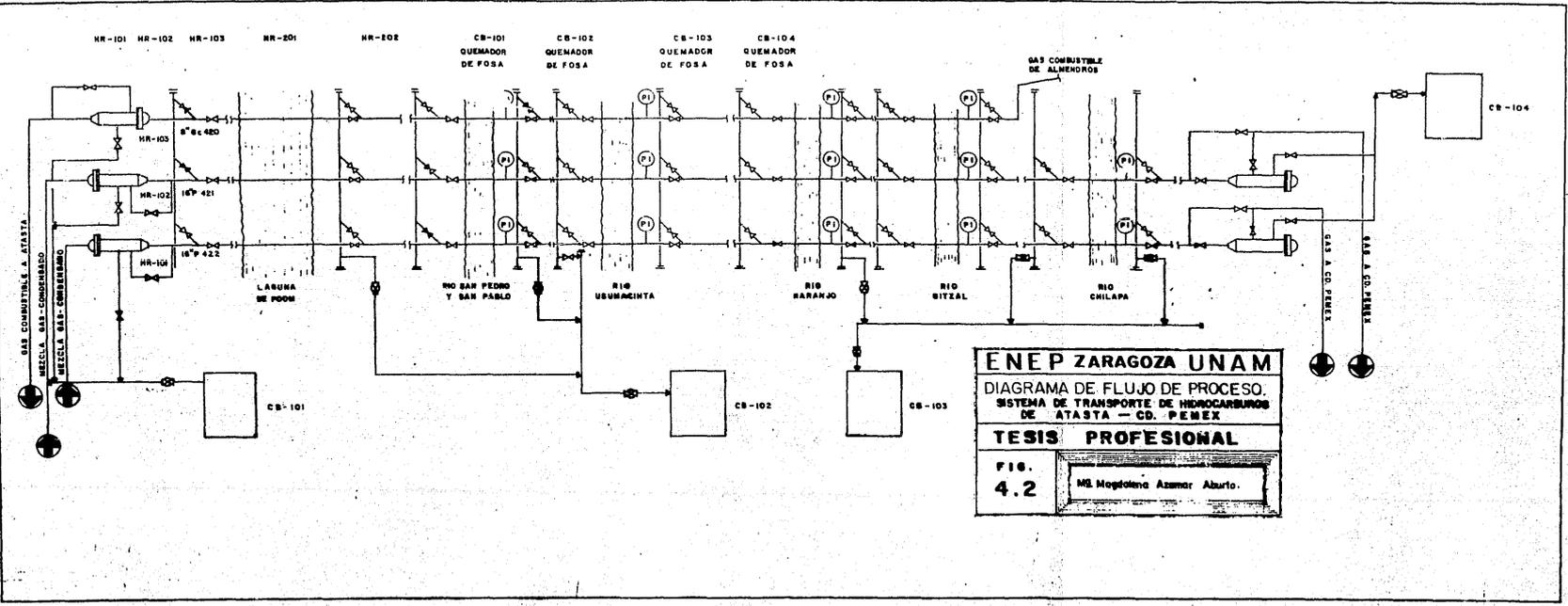
E.N.E.P. ZARAGOZA U.N.A.M.

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.
SISTEMA DE TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS DE ATASTA — CD. PEMEX

TESIS PROFESIONAL

FIG. 4.1

M^o Magdalena Azamar Aburto.



4.5 CALCULO DEL SISTEMA DE QUEMADORES

De acuerdo al Diagrama de Flujo de Proceso y al Diagrama Mecánico, dados en los puntos anteriores, tenemos que para proteger al sistema de transporte de hidrocarburos de Atasta a Cd. Pemex, se colocarán cuatro quemadores de campo; el primero para dar servicio a las líneas de Atasta hasta la laguna de Poom; el segundo de la laguna de Poom hasta el río Usumacinta; el tercero para el tramo comprendido entre el río Usumacinta y el río Chilapa y finalmente se colocará uno en Cd. Pemex.

Para el diseño del sistema de quemadores de campo, se considerarán las tres opciones mostradas en el presente trabajo y en base a un análisis de los resultados obtenidos, se seleccionará el quemador que más se adapte al sistema.

Dependiendo del tipo de quemador de campo (elevado, multijet o de fosa), será necesaria la instalación de tanques separadores y tanques de sello (únicamente para elevados y multijet).

Ya que el procedimiento de cálculo de los quemadores es el mismo para los cuatro quemadores que se instalarán, solo se presentará el procedimiento para el primer quemador, además de los datos básicos necesarios para el dimensionamiento de los demás.

La Tabla 4.1 da los datos básicos para el cálculo del sistema de quemadores.

4.5.1 QUEMADOR ELEVADO

El quemador tipo elevado, se calculará empleando el método propuesto por G.R. Kent (20), ya que éste es el más apropiado para el diseño de los mismos, tal como se concluye del análisis de los criterios de diseño (Ver tabla 3.8).

Como ya se mencionó, sólo se efectuará el dimensionamiento del

primer quemador (CB - 101).

CB - 101

1.- Datos del Sistema

Los datos necesarios para el cálculo del quemador elevado se obtienen de la tabla 4.1

2.- Análisis de la Corriente al quemador

Los hidrocarburos transportados por los ductos que integran el sistema, son una mezcla a dos fases de vapor-líquido, por lo que es necesario instalar un tanque separador, antes del quemador, ya que éste sólo maneja gases libres de líquido, pues, en caso de que algunas gotas de líquido fuesen arrastradas, a la salida del quemador serían expulsadas como gotas encendidas, pudiendo ocasionar incendio en el sistema y aún en los alrededores.

A continuación se dará el procedimiento de cálculo del tanque separador de líquido, además del cálculo del quemador elevado.

4.5.1.1 CALCULO DEL TANQUE SEPARADOR DE LIQUIDO

1.- Datos Básicos

$$W_v = 394\ 062.4 \text{ lb/hr} = 109.5 \text{ lb/seg} = 497.73 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$w_1 = 55\ 267.6 \text{ lb/hr} = 15.4 \text{ lb/seg}$$

$$P_v = 0.22 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_1 = 25.16 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_v = 0.079 \text{ cP}$$

2.- Cálculo de la velocidad de salida de la gota

$$U_d = 0.145 \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v C}}$$

Donde:

C se determina con la siguiente relación y la fig. B.1

$$C (\text{Re})^2 = \frac{0.95 * 10^8 \rho_u D_p^3 (\rho_l - \rho_v)}{\mu^2}$$

$$D_p = 0.0005 \text{ ft}$$

$$C (\text{Re})^2 = \frac{0.95 * 10^8 * 0.22 * (0.0005)^3 (25.16 - 0.22)}{(0.0079)^2}$$

$$C (\text{Re})^2 = 10.4 \quad = \quad C = 9.2$$

$$U_d = 0.145 \sqrt{\frac{25.16 - 0.22}{0.22 (9.2)}}$$

$$U_d = 0.51 \text{ ft / seg}$$

3.- Cálculo del diámetro y la longitud, suponiendo tanque horizontal

Si suponemos:

$$D = 18 \text{ ft}$$

$$L^* = 63 \text{ ft}$$

$$A_T = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$A_T = (\pi * (18)^2) / 4$$

$$A_T = 254.5 \text{ ft}^2$$

a) Cálculo de la Altura del Líquido

$$V = \frac{W}{\rho} * \theta R \quad \theta R = 900 \text{ seg}$$

$$V = \frac{15.4}{25.16} * 900$$

$$V = 550.9 \text{ ft}^3$$

$$H = v \left(\frac{4}{D^2} \right)$$

$$H = 550.9 \frac{4}{(18)^2}$$

$$H = 2.17 \text{ ft}$$

b) Area requerida para almacenamiento de líquido

$$A_f = \frac{V_f}{L}$$

$$A_f = 550.9 \text{ ft}^3 / 63 \text{ ft}$$

$$A_f = 8.75 \text{ ft}^2$$

c) Area Disponible para vapor

$$A_v = A_T - A_d$$

$$A_v = 254.5 - 8.75$$

$$A_v = 245.75 \text{ ft}^2$$

d) Altura vertical disponible para la caída de la gota

$$H_{VD} = D - H_d$$

$$H_{VD} = 18.217$$

$$H_{VD} = 15.83 \text{ ft}$$

e) Tiempo de caída de la gota

$$\theta_c = H_{VD} / U_d$$

$$\theta_c = 15.83 / 0.51$$

$$\theta_c = 31.04 \text{ seg.}$$

f) Velocidad de vapor

$$V_v = \frac{\theta}{A_v}$$

$$V_v = \frac{497.73}{245.75}$$

$$V_v = 2.025 \text{ ft/seg}$$

g) Longitud requerida del recipiente

$$L = \theta c * V_v$$

$$L = 31.04 * 2.025$$

$$L = 62.856 \text{ ft}$$

$$L^* = L$$

$$\therefore L = 63 \text{ ft}$$

$$D = 18 \text{ ft}$$

$$L/D = 3.5$$

4.5.1.2 CALCULO DEL QUEMADOR ELEVADO

1.- Datos del Sistema

Los datos básicos del sistema empleados en el cálculo del quemador elevado se toman de la tabla 4.1

2.- Cálculo de la velocidad sónica

$$U_s = 39.3 \left(\frac{kgT}{PM} \right)^{0.5}$$

$$U_s = 59.3 \left(\frac{1.9785 * 52.2 * 539}{24.081} \right)^{0.5}$$

$$U_s = 1484 \text{ ft / seg}$$

3.- Cálculo de velocidad de salida del Gas

De la Fig 3.26 tomando el máximo valor graficado del número - de Mach para la relación L/D:

$$M = 0.2$$

$$U = 0.2 * U_s = 0.2 * 1484$$

$$U = 296.8 \text{ ft/seg}$$

4.- Cálculo de la Densidad

$$\rho = \frac{P P M}{RT}$$

$$\rho = \frac{14.7 * 24.081}{10.73 * 539}$$

$$\rho = 0.0612 \text{ lb/ft}^3.$$

5.- Cálculo del Area Requerida para la Chimenea

$$A = \frac{W}{\rho} \frac{1}{3600 * U}$$

$$A = \frac{394\ 062.4}{0.0612} \frac{1}{3600 * 296.8}$$

$$A = 6.03 \text{ ft}^2$$

6.- Cálculo del diámetro de la Chimenea

$$D = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{0.5}$$

$$D = \left(\frac{4 * 6.03}{\pi} \right)^{0.5}$$

$$D = 2.77 \text{ ft}$$

$$D = 3 \text{ ft}$$

7.- Cálculo de la longitud de Flama

Con ayuda de la fig. 3.26, ya que $M = 0.2$

$$L/D = 118 \quad = \quad L = 118 D$$

$$L = 118 * 3$$

$$L = 354 \text{ ft}$$

8.- Cálculo del calor total relevado

$$Q = whc \frac{379}{PM}$$

$$Q = 394\ 062.4 * 1302 * \frac{379}{24.081}$$

$$Q = 8\ 074\ 965\ 500\ \text{btu/hr}$$

Fracción de radiación

$$f = 0.2 \left(\frac{hc}{900} \right)^{0.5}$$

$$f = 0.2 \left(\frac{1302}{900} \right)^{0.5}$$

$$F = 0.24$$

9.- Cálculo de la Intensidad Calorífica (q) y Altura (H) de la Chimenea

$$q = \frac{fQ}{4\pi x^2} = \frac{0.24 * 8\ 074\ 965\ 500}{4\pi x^2}$$

$$q = \frac{154.2205 * 10^6}{x^2}$$

a) Distancia radial de seguridad (q = 440 Btu/hr ft²)

$$x^2 = \frac{154.2205 * 10^6}{440}$$

$$x^2 = 350\ 501\ \text{ft}^2$$

b) Altura de la chimenea

$$H = f (x^2)$$

$$X^2 = f(q)$$

$$H = \frac{(L^2 + 4X^2)^{0.5} - L}{2}$$

Con ayuda de la fig. 3.28 y mediante cálculos de ensayo y error para determinar H:

$$\dot{t}_e = 0 = q = 3\,300 \text{ btu/hr ft}^2$$

$$X^2 = \frac{154.2205 \cdot 10^6}{3\,300}$$

$$X^2 = 46\,733.5 \text{ ft}^2$$

$$4X^2 = 186\,934 \text{ ft}^2$$

$$H = \frac{(125\,316 + 186\,934)^{0.5} - 354}{2}$$

$$H = 102.4$$

$$H = 102.5 \text{ ft}$$

Para comprobar si el valor de la t_e supuesta es el correcto (hasta \pm 5%) se emplea la siguiente ecuación:

$$t_e = \frac{X^2 - H(H+L)}{20}$$

$$t_e = \frac{350\,501 - 102.5(102.5 + 354)}{20}$$

$$t_e = 27.55 \text{ seg}$$

ii.- Como no coinciden el t_e supuesto y el calculado, se --
procede a realizar otro cálculo, empleado como base el t_e calculado en el
punto anterior

$$t_e^* = 27.55 \text{ seg} = q = 1280 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2}$$

$$X^2 = \frac{154.2205 * 106}{1280}$$

$$X^2 = 120.485 \text{ ft}^2$$

$$4X^2 = 481 \ 940 \text{ ft}^2$$

$$H = 212'63 \text{ ft} \quad 213 \text{ ft}$$

$$t_e^{\dagger} = 23.96 \text{ seg}$$

$$t_e^{**} \neq t_e$$

$$\text{iii.- } t_e = 23.96 \text{ seg.} = q = 1400 \text{ btu/hrft}^2$$

$$X^2 = \frac{154.2205 * 10^6}{14 \ 00}$$

$$X^2 = 110 \ 157.5 \text{ ft}^2$$

$$4 X^2 = 440 \ 630 \text{ ft}^2$$

$$H = 199.5 \text{ ft} \quad 200 \text{ ft}$$

$$t_c = 24.48$$

$$t_c^* \approx t_c$$

$$\therefore H = 200 \text{ ft}$$

10.- Velocidad promedio del viento

$$U_w = 78.65 \text{ mph}$$

$$U_w = (78.65 * 5280) / 3600$$

$$U_w = 115.3 \text{ ft/seg}$$

11.- Cálculo del Ángulo de inclinación de la Flama

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

$$\tan \theta = \frac{115.3}{296.8}$$

$$\tan \theta = 0.3885$$

$$\tan \theta = \frac{\text{Sen } \theta}{\text{Cos } \theta}$$

$$\text{Sen } \theta = Y/r$$

$$\text{Cos } \theta = X/r$$

$$r = \sqrt{X^2 + Y^2}$$

$$\text{Tan } \theta = \frac{Y}{X}$$

$$\cos \theta = \frac{X}{\sqrt{X^2 + (\tan \theta)^2 X^2}}$$

Como $\tan \theta = 0.038.85$

$$\cos \theta = \frac{X}{\sqrt{1.509 X^2}}$$

$$\cos \theta = \frac{X}{1.0728 X}$$

$$\cos \theta = 0.9322$$

$$\text{Sen } \theta = \tan \theta * \cos \theta$$

$$\text{Sen } \theta = 0.3622$$

12.- Cálculo de la distancia mínima radial

$$X_m = (H (H+L))^{0.5}$$

$$X_m = (200 (200 + 354))^{0.5}$$

$$X_m = 332.866 \text{ ft}$$

$$X_m = 333 \text{ ft}$$

13.- Cálculo de la distancia radial desde la base de la chimenea
(y)

$$X_m - H = 333 - 200$$

$$X_m - H = 113 \text{ ft}$$

$$\left(H + (X_m - H) \cos \theta \right)^2 = \left(200 + 113 (0.9322) \right)^2$$

$$\left(H + (X_m - H) \cos \theta \right)^2 = 93\,231.66$$

Calculado para exposición prolongada del personal

$$q = 440 \text{ Btu/hr ft}^2 \quad X^2 = 350\,501 \text{ ft}^2$$

$$y = X^2 - (H + (X_m - H) \cos \theta)^2 \quad 0.5 + (X_m - H) \sin \theta$$

$$y = (350\,501 - 93\,231.66)^{0.5} + 113 (0.3622)$$

$$y = 548.15 \text{ ft}$$

$$y \approx 549 \text{ ft}$$

14.- Sumario de cálculos

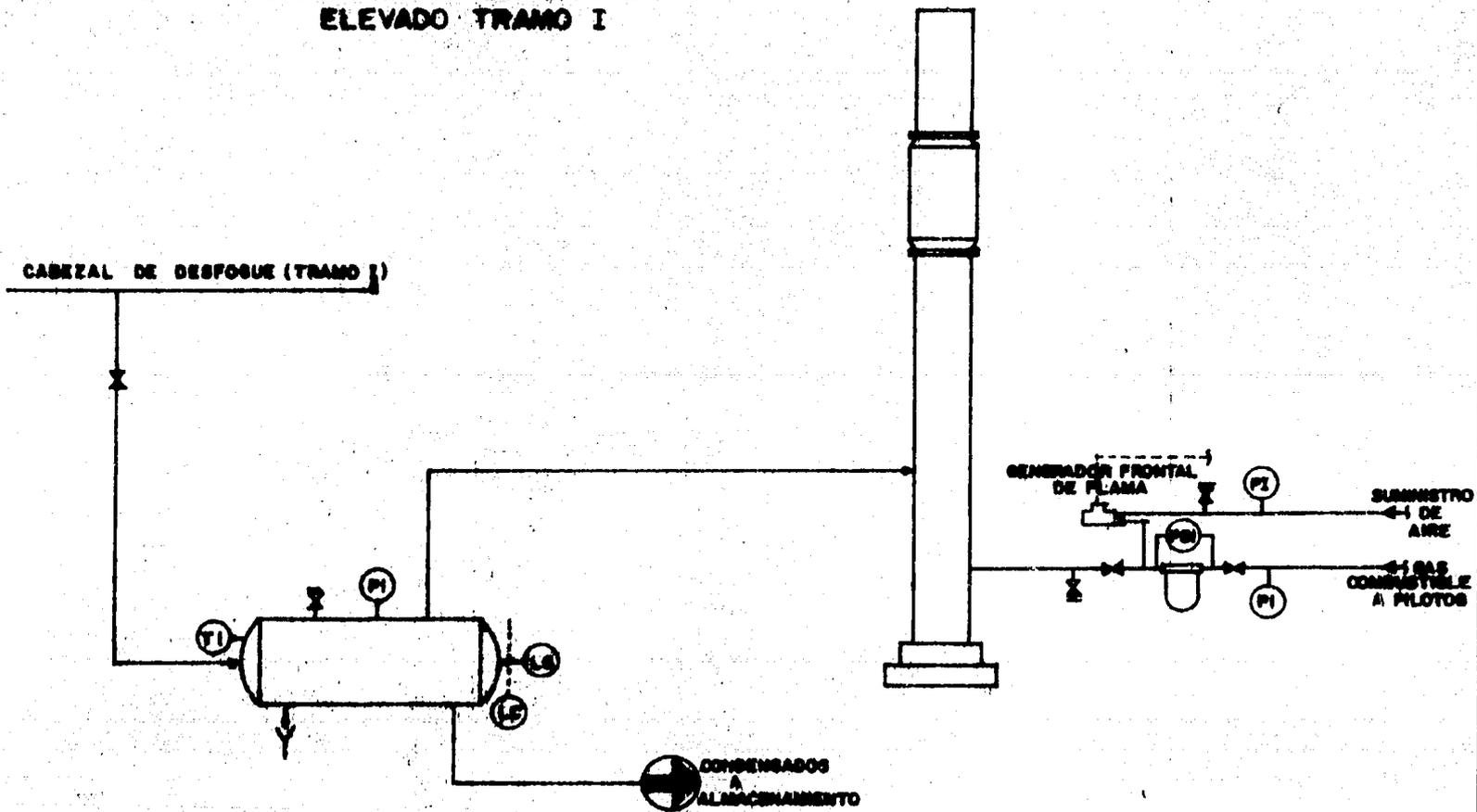
$$\text{Long. de flama} = 354 \text{ ft} = 108 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro de la chimenea} = 3 \text{ ft} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Altura de la chimenea} = 200 \text{ ft} = 61 \text{ m}$$

$$\text{Area de seguridad} = 549 \text{ ft} = 168 \text{ m}$$

FIG. 4.3 ESQUEMA PARA EL QUEMADOR ELEVADO TRAMO I



4.5.2 QUEMADOR MULTIJET

El criterio de diseño empleado para el cálculo del quemador tipo multijet, es el propuesto por Miller (26), éste quemador al igual que el elevado, sólo maneja gases libres de líquido, por lo que es necesario instalar un tanque separador de líquido antes del quemador.

El tanque separador de líquido ya se dimensionó en el punto anterior: a continuación únicamente se calculará el quemador tipo multijet de acuerdo a los requerimientos del sistema.

4.5.2.1 CALCULO DEL QUEMADOR MULTIJET

1.- Datos del Sistema

Los datos necesarios para el cálculo del quemador se dan en la tabla 4.1

2.- Diámetro de la chimenea

Como el gasto a manejar por el quemador es muy alto (140.736 MMSCFD), y este tipo de quemadores se fabrican para capacidades máximas de 12 MMSCFD, se utilizarán 12 quemadores en paralelo, cada quemador manejará 11.728 MMSCFD

$$D = 0.828 Q^{0.5}$$

$$Q = h_{ch} \times W$$

$$Q = 23\ 280 \text{ Btu/lb} \times 32\ 838.53 \text{ lb/hr}$$

$$Q = 764.481 \text{ MMBtu/hr}$$

$$D = 0.828 \times (764.481)^{0.5}$$

$$D = 22.9 \text{ ft} \approx 23 \text{ ft}$$

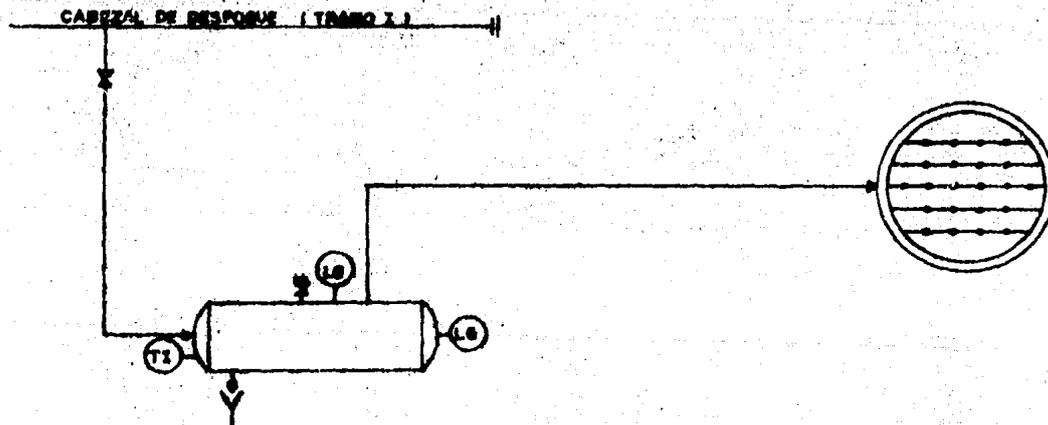


FIG. 4.4 ESQUEMA PARA EL SISTEMA DE QUEMADOR MULTIJET.

TRAMO I

3.- Altura de la chimenea

La altura de la chimenea es independiente del diámetro de la misma, se fabrican con una altura estándar de 32 ft, por lo tanto:

$$H = 32 \text{ ft}$$

Para conocer la distancia mínima entre la base de la chimenea y el piso, tenemos que, ésta debe de ser de $1/4D$ o de 6 ft, - lo que resulte mayor

$$1/4 D = 5.75 \text{ ft}$$

Por lo tanto

Espaciamiento mínimo 6 ft

4.- Número de Jets

$$N = 16.4 \sqrt{V} \quad \text{Para un diámetro de jet} = 1 \text{ in}$$

$$V = \text{MCFD actuales}$$

$$N = 16.4 (11.728)$$

$$N = 192.33$$

$$N = 193$$

5.- Dimensiones del Pitch

$$P_s = 10D / N^{0.5} \quad \text{Suponiendo un arreglo cuadrado}$$

$$P_s = (10 \times 23) / (193)^{0.5}$$

$$P_s = 16.55 \text{ in}$$

- 6.- Dimensiones de los cabezales de las boquillas de quemado (flameholders) Los soportes de las boquillas de quemado son varillas de material refractario con una dimensión estándar de 1 in.

4.5.3 QUEMADOR DE FOSA

El quemador de fosa, para disponer del flujo de gases del primer tramo, se dimensionará mediante una combinación del método de longitud de flama y el de área de quemado.

Los quemadores de fosa pueden manejar corrientes a dos fases, por lo que no se requiere instalar un tanque separador de líquido antes del quemador.

La fig. 4.5. nos muestra una instalación típica de un quemador de fosa; en función del sistema que se está manejando.

4.5.3.1 CALCULO DEL QUEMADOR DE FOSA

1.- Datos del Sistema

Los datos que se requieren para el cálculo del quemador, se obtienen de la tabla 4.1

2.- Dimensionamiento de la Fosa

a) Cálculo del diámetro y número de boquillas

Tomando como base $V_g = 0.2$ Mach

$$d_B^2 = \frac{W}{1370} \sqrt{\frac{T}{PM}}$$

CABEZAL DE DESFOQUE (TRAMO I)

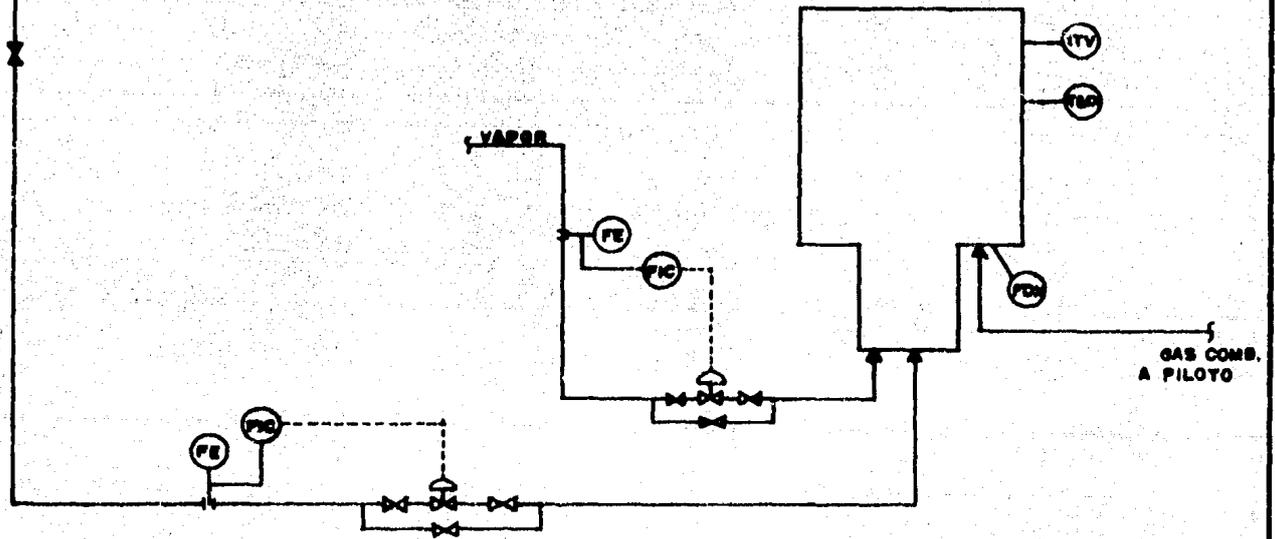


FIG. 4.5 ESQUEMA PARA EL SISTEMA DE QUEMADOR DE FOSA . TRAMO I

$$d_B^2 = \frac{449\,330}{1370} \sqrt{\frac{539}{26.337}}$$

$$d_B^2 = 1483.73 \text{ in}^2$$

$$d_B = 38.5 \text{ in}$$

Como el diámetro de la boquilla es muy grande, se propone emplear seis boquillas.

$$N = 6$$

W_B = Gasto de la boquilla, lb/hr

$$W_B = \frac{449\,330}{6}$$

$$W_B = 74\,888.33 \text{ lb/hr}$$

$$d_B^2 = \frac{74\,888.33}{1370} \sqrt{\frac{539}{26.337}}$$

$$d_B^2 = 247.3 \text{ in}^2$$

$$d_B = 15.72 \text{ in}$$

$$d_B = 16 \text{ in}$$

Por lo tanto, se colocarán:

6 boquillas de 16 in de diámetro

b) Cálculo de la caída de presión en la boquilla

$$\Delta P = 55 \left(\frac{v_B}{550} \right)^2$$

$$v_B = \frac{G_B}{A_B}$$

$$G_B = \frac{WB}{3600}$$

$$A_B = 0.785 \left(\frac{dB}{12} \right)^2$$

$$G_B = \frac{74\ 888.33}{3600 (0.067)}$$

$$G_B = 310.48 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$A_B = 0.785 \left(\frac{16}{12} \right)^2$$

$$A_B = 1.4 \text{ ft}^2$$

$$v_B = \frac{310.5}{1.4}$$

$$V_B = 221.78 \text{ ft / seg}$$

$$\Delta P = 55 \left(\frac{221.78}{550} \right)^2$$

$$\Delta P = 8.94 \text{ in } H_2O$$

c) Cálculo de la longitud de flama

i.- Por bajo viento (menor de 20 mph)

$$L_f = 10 \cdot d_B \sqrt{\frac{\Delta P}{55}}$$

$$L_f = 64.5 \text{ ft}$$

$$L_f = 19.6 \text{ m}$$

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

$$L_{fc} = \frac{64.5}{3}$$

$$L_{fc} = 21.5 \text{ ft}$$

$$L_{fc} = 6.5 \text{ m}$$

ii.- Por alto viento (mayor de 20 mph)

$$L_f = 2 d_B \sqrt{\Delta P / 55}$$

$$L_f = 2 * 16 \sqrt{8.94 / 55}$$

$$L_f = 12.9 \text{ ft}$$

$$L_f = 4 \text{ m}$$

$$L_{fc} = \frac{L_f}{2}$$

$$L_{fc} = \frac{12.9}{2}$$

$$L_{fc} = 6.45 \text{ ft}$$

$$L_{fc} = 2 \text{ m}$$

d) Angulo de levantamiento de la flama

$$\theta_T = \theta_W + \theta_B$$

$$\theta_W = \text{arc tan } \frac{w}{V_e}$$

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

i.- Para viento normal

$$V_w = 32.3 \text{ mph}$$

$$V_w = 47.5 \text{ ft/seg}$$

$$V_e = 550 \sqrt{\Delta P/55}$$

$$V_e = 550 \sqrt{8.94/55}$$

$$V_e = 221.74 \text{ ft/seg}$$

$$\theta_w = \text{arc tan } \frac{47.5}{221.74}$$

$$\theta_w = 12.3^\circ$$

$$\theta_B = \text{arc tan } \frac{5.25}{221.74}$$

$$\theta_B = 1.36^\circ$$

$$\theta_T = 12.3 + 1.36$$

$$\theta_T = 13.66^\circ$$

ii.- Para viento máximo

$$V_w = 125 \text{ mph}$$

$$V_w = 183.75 \text{ ft/seg}$$

$$V_e = 221.74 \text{ ft/seg}$$

$$\theta_w = \text{arc tan } \frac{183.75}{221.74}$$

$$\theta_w = 39.65^\circ$$

$$\theta_B = \text{arc tan } \frac{5.25}{221.74}$$

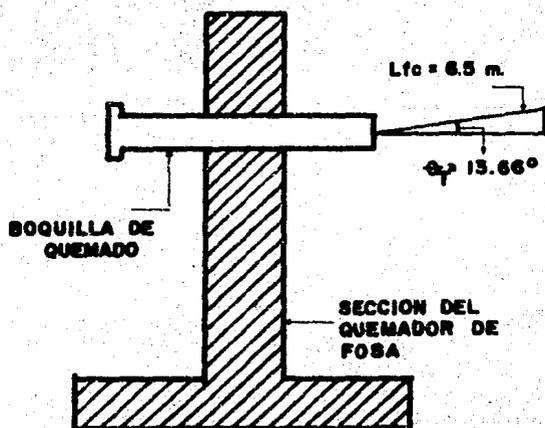
$$\theta_B = 1.36^\circ$$

$$\theta_T = 39.65 + 1.36$$

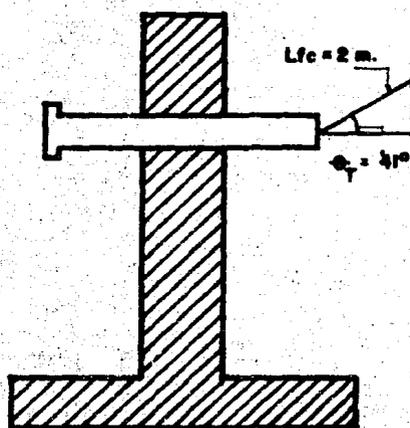
$$\theta_T = 41.01^\circ$$

Fig. 4.6 Angulo de Levantamiento de la Flama

Bajo viento



Alto Viento



e) Cálculo del área y dimensiones de la fosa

$$Q_{\text{std}} = 163 \text{ MMSCF D}$$

i.- Criterio Mc Kee

$$A_F = \frac{Q_{\text{std}}}{275 \text{ MSCFD}} \text{ m}^2$$

$$A_F = \frac{163 \text{ MMSCFD}}{275 \text{ MSCFD}} \text{ m}^2$$

$$A_F = 592.72 \text{ m}^2$$

$$\text{Ancho} = \frac{A_F}{L_F + z}$$

$$\text{Si } z = 10 \text{ m}$$

$$\text{Ancho} = \frac{592.72}{19.6 + 10}$$

$$\text{Ancho} = 20.03 \text{ m}$$

$$\text{Largo} = \frac{A_F}{\text{Ancho}}$$

$$\text{Largo} = \frac{592.72}{20.03}$$

$$\text{Largo} = 29.6 \text{ m}$$

ii.- Criterio de Lummus

$$A_F = \frac{8 \text{ STD}}{500 \text{ MSCFD} / \text{M}^2}$$

$$A_F = \frac{163 \text{ MMSCFD}}{500 \text{ MSCFD} / \text{m}^2}$$

$$A_F = 326 \text{ m}^2$$

$$\text{Ancho} = \frac{326}{19.6 + 10}$$

$$\text{Ancho} = 11.02$$

$$\text{Largo} = \frac{326}{11.02}$$

$$\text{Largo} = 29.6 \text{ m}$$

f) Separación entre boquillas
para dimensiones de:

$$\text{Ancho} = 20.03 \text{ m}$$

$$\text{Largo} = 29.6 \text{ m}$$

} Criterio Mc Kee

$$S.B. = \frac{\text{Ancho} - \frac{NdB}{12 \times 3.28}}{N + 1}$$

$$S.B. = \frac{20.03 - \frac{6 (16)}{12 * 3.28}}{6 + 1}$$

S.B. = 2.5 m

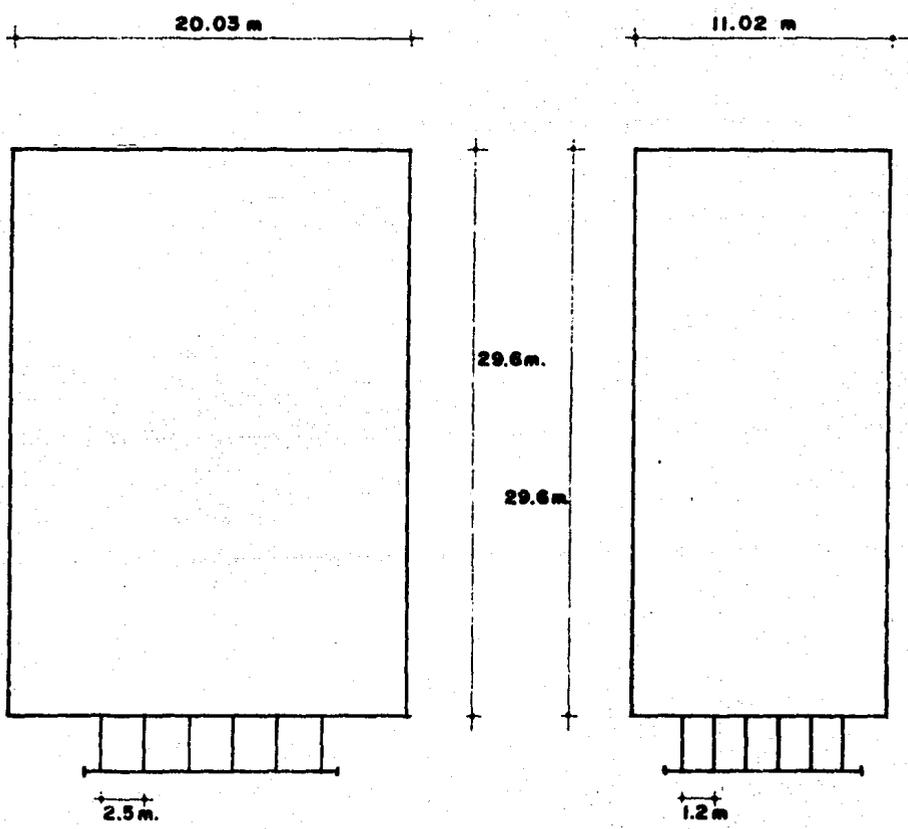
Para dimensiones de:

Ancho	=	11.02 m	}	Criterio LUMMAS
Largo	=	29.6 m		

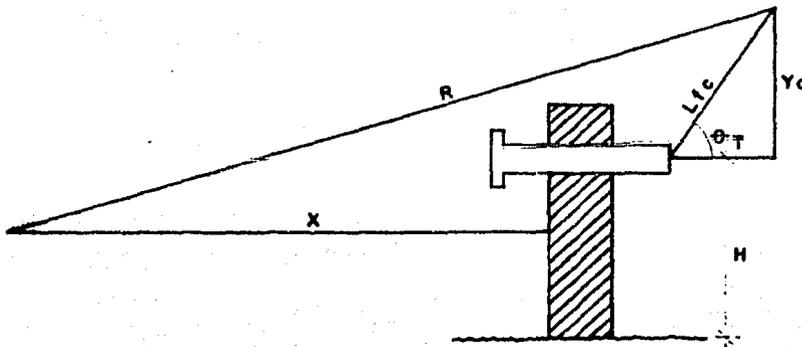
$$S.B. = \frac{11.02 - \frac{6 (16)}{12 * 3.28}}{6 + 1}$$

S.B. = 1.2 m.

Fig. 4.7 Dimensiones del Quemador de Fosa



3.- Estudio de Radiación



a) Valor neto calorífico (h_c)

$$h_c = \frac{50 * PM + 100}{P_{STD}}$$

$$h_c = \frac{50 * 26.337 + 100}{0.069}$$

$$h_c = 20\ 534.06 \text{ Btu / lb}$$

b) Emisividad del gas

$$\epsilon = 0.048 \text{ PM}$$

$$\epsilon = 0.048 \cdot 14.081$$

$$\epsilon = 0.236$$

c) Cálculo de la Distancia Radial

$$R = \left(\frac{w \cdot h_c \cdot \epsilon}{4 \pi I} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Criterios para Intensidades (I)

- 1.- I = 3 000 Btu/hr ft² Para equipo
- 2.- I = 1 500 Btu/hr ft² Personal corta exposición
- 3.- I = 440 Btu/hr ft Personal, exposición pro-
longada.

Para I = 3 000 Btu/hr ft²

$$R = \left(\frac{449\ 330 * 20\ 534 * 0.236}{4 \pi (3000)} \right)^{0.5}$$

$$R = 240.33 \text{ ft} = 73.25 \text{ m}$$

Para I = 1 500 Btu/hr ft²

$$R = 339.88 \text{ ft} = 103.6 \text{ m}$$

Para I = 440 Btu/hr ft²

$$R = \left(\frac{449\ 330 * 20\ 534 * 0.236}{4 \pi (440)} \right)^{0.5}$$

$$R = 627.55 \text{ ft}$$

$$R = 191.3 \text{ m}$$

- d) Determinación de la altura de las boquillas (H)
 Se supone que las boquillas se colocarán a 1.5 m del fondo de la fosa:

$$H = 1.5 \text{ m}$$

- e) Cálculo de distancias para Exposición (X)

$$R = \sqrt{(X+X_C)^2 + (H + V_C)^2}$$

$$X_C = L_{fc} \cos \theta_T$$

$$Y_C = L_{fc} \text{ sen } \theta_T$$

$$R = \sqrt{(X+L_{fc} \cos \theta_T)^2 + (H+L_{fc} \text{ Sen } \theta)^2} - R^2 = 0$$

- i.- Para alto viento

$$I = 3\,000 \text{ Btu/hr ft}^2$$

$$X^2 + 2 \times (2) \cos 41^\circ + (2 \cos 41^\circ)^2 + (1.5 + 2 \text{ sen } 41^\circ)^2 - (73.25)^2 = 0$$

$$X^2 + 3.018x + 2.278 + 7.908 - 5\,365.56 = 0$$

$$X^2 + 3.018 X - 53\,55.4 = 0$$

$$X = \frac{-3.018 \pm \sqrt{3.018^2 - 4(1)(-5355.4)}}{2(1)}$$

$$X = 71.7 \text{ m} = 72 \text{ m}$$

$$I = 1\,500 \text{ Btu/hr ft}^2$$

$$X^2 + 3.018 x - 10\,722.75 = 0$$

$$X = 102 \text{ m}$$

$$I = 440 \text{ Btu / hr ft}^2$$

$$X^2 + 3.018 x - 36\,585.5 = 0$$

$$X = 189.8 \text{ m} = 190 \text{ m}$$

ii.- Para viento normal

$$I = 3\,000 \text{ Btu/hr ft}^2$$

$$X^2 + 2 x (6.5 \cos 13.66^\circ) + (6.5 \cos 13.66)^\circ + (1.5 + 6.5 \text{ sen } 13.66)^\circ = 0$$

$$X^2 + 12.632 x + 39.894 + 8.035 - 5365.56 = 0$$

$$X^2 + 12.632 x - 5\,317.63$$

$$X = -12.632 \pm \frac{(12.632)^2 - 4(1)(-5317.63)}{2(1)}$$

$$X = 66.88 \text{ m} = 67 \text{ m}$$

$$I = 440 \text{ Btu/hr ft}^2$$

$$X^2 + 12.632 x - 36\,547.76$$

$$X = 184.96 \text{ m} = 185 \text{ m}$$

4.6 SELECCION DEL SISTEMA DE QUEMADORES

De un análisis del Diagrama de Flujo de Proceso para el Sistema de Transporte de Hidrocarburos de Atasta - Cd. Pemex, tenemos que la función principal de los quemadores es la de proteger al sistema en el caso de que haya una ruptura en los ductos de transportación de gas amargo y gas combustible, por lo que, normalmente no habrá flujo hacia los quemadores.

Para decidir que tipo de quemador es el más adecuado para el sistema en cuestión, se hacen las siguientes consideraciones:

- 1.- De acuerdo a los requerimientos del sistema, se manejan gases y condensados.
- 2.- Como se manejan condensados, para los quemadores elevados y multijet, es necesario instalar, antes de los mismos, tanques separadores de líquido.
- 3.- No existen, ni se prevén áreas habitacionales en los alrededores, por ser zona pantanosa.
- 4.- Los quemadores no operarán en forma continua.

La selección del sistema de quemadores se hará en base al procedimiento descrito en el punto 3.4

Los tres tipos de quemadores considerados (elevados, multijet y de fosa), cumplen con todos los factores técnicos, como puede observarse en la tabla 4.2

Como los tres tipos de quemadores cumplen con todos los requerimientos del proceso; el segundo paso-consiste en considerar el área disponible para la instalación del quemador, pero como no existen limitaciones de espacio, éste factor no incluye en la decisión.

El tercer paso, toma en cuenta los requerimientos locales en materia de contaminantes, (Humo, ruido, luminosidad, niveles de concentración y de radiación), éstos varían en función del quemador; siendo el quemador multijet, el que mejor cumple con éstos requerimientos, sin que necesite dispositivos especiales, como es el caso de los quemadores elevados y de fosa.

Finalmente, deben considerarse los factores económicos (costo inicial y costo de operación), para lo cual se toman en cuenta los equipos adicionales requeridos por cada sistema; además, de los servicios auxiliares necesarios. La Tabla 4.3 da los costos para los distintos sistemas de quemadores.

El quemador de fosa, es el que más se adapta al sistema, ya que cumple con los requerimientos técnicos y económicos; a simple vista, podría parecer que, el quemador elevado es el más adecuado por su bajo costo inicial, pero éste se ve contrarrestado por su alto costo de operación. El quemador multijet se descarta, por que éste maneja gastos relativamente pequeños. Para manejar el gasto del sistema se requerirían 12 quemadores, lo cual eleva el costo inicial de los mismos en forma desorbitante, ya que de por sí, éstos tienen un costo inicial mucho más alto, en comparación con los otros tipos de quemadores considerados. Las observaciones anteriores se presentan en las tablas 4.2 y 4.3

TABLA 4.2 FACTORES TECNICOS DE LOS SISTEMAS DE QUEMADORES

TIPO DE QUEMADOR	GASTO MASICO POR CADA QUEMADOR lb/hr	LONGITUD DE FLAMA	DIMENSTIONES DEL QUEMADOR			NUMERO DE QUEMADORES	AREA DE SEGURIDAD q=440 Btu/hrft ² m
			DIAMETRO m	ALTIMA m	ALTURA m		
ELEVADO	394 062.4	108	1	6	1	168	
MULTIJET	32 838.5	2.5	7	10	12		
DE FOSA	449 330	BAJO VIENTO 19.6 ALTO VIENTO 4	20.03	29.6	10	1	185

TABLA 4.3 COMPARACION DE COSTOS DE LOS SISTEMAS DE QUEMADORES (\$ U.S.A.) *

GASTO MASICO	DIAMETRO DEL FLARETIP ft	QUEMADOR ELEVADO		QUEMADOR DE FOSA		QUEMADOR MULTIJET	
		COSTO INICIAL	COSTO DE OPERACION ANUAL	COSTO INICIAL	COSTO DE OPERACION ANUAL	COSTO INICIAL	COSTO DE OPERACION ANUAL
450 000	3	95 000	2 800 000	850 000	9 200	1 350 000	7 400

* Costos actualizados a 1982

Fuente: J.F. Straitz III, "Flaring with maximum energy conservation", Pollution Engineering Feb., 1980, 49.

P.D. Miller "The Design of Smokeless, nonluminous Flares" Division of Refininf Vol. 38 (III), 1958, 279

CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El presente trabajo, se hizo con el fin de presentar un panorama general, de los sistemas de quemadores de campo, que se utilizan actualmente, en la industria de proceso.

Los quemadores elevados, pueden diseñarse para los tres tipos de combustión, (descritos en el capítulo II); los quemadores multijet, por diseño, sólo llevan a cabo combustiones sin emisión de humo; y finalmente los quemadores de fosa, pueden diseñarse para operar con humo o sin humo.

Para operaciones continuas del quemador, se requiere que éste cuente con los dispositivos necesarios para la eliminación de humo y luminosidad.

Para operaciones no continuas del quemador, éste puede ser del tipo de quemador con humo, siempre y cuando, las descargas del gas a quemar, no excedan de 270 000 lb/hr y peso molecular de 29.5 lb/lb mol.

En el caso de operaciones continuas del quemador, la selección del tipo de quemador, se hará en función de los requerimientos del proceso (gasto máximo, temperatura, presión, peso molecular, etc.), y de los factores económicos (costo inicial y costo de operación).

Los quemadores multijet, presentan grandes ventajas, ya que no requieren de medios externos para proporcionar operaciones sin emisión de humo, además de que su instalación no necesita la disponibilidad de áreas grandes. Sin embargo, presenta las desventajas de: a) manejar flujos pequeños (hasta 12 MMSCFD) y b) el costo inicial es mucho mayor, en comparación con los quemadores elevados y de fosa; lo cual puede compensarse con los bajos costos de operación.

Los quemadores de fosa, pueden manejar gases y condensados - en tanto que los quemadores elevados y multijet, por limitaciones de su di- seño, sólo son capaces de manejar gases, por lo cual, deben colocarse antes del quemador, tanques separadores de líquidos, pues en el caso de que las - corrientes arrastren gotas de líquidos, éstas salen del quemador en forma - de gotas encendidas, pudiendo provocar un incendio en la planta.

Si se manejan corrientes gaseosas y gastos elevados, la deci- sión del tipo de quemador sólo se hará en base a los quemadores elevados y de fosa, para lo cual se toma en cuenta el área disponible, así como los - costos iniciales del equipo y costos de operación del mismo, además de las - condiciones climatológicas y de las normas locales de contaminación. El - quemador tipo fosa, se emplea cuando se dispone de terreno, en cuyos alre - dedores no existen, ni se preveen, zonas habitacionales, en caso de que se - disponga de poco espacio, se recomienda usar quemadores elevados, cuya es - tructura dependerá del espacio disponible (un quemador autosoportado, re - quiere menor espacio que uno cableado).

A N E X O S

ANEXO "A"

CAUSAS DE RELEVO

El presente anexo se elabora con el fin de que aquellos que se interesen en el cálculo de las masas a relevar para cada causa (discutidas en el Capítulo I) lo puedan hacer, en base a los procedimientos dados a continuación.

1.- FUEGO EXTERNO

La masa a relevar depende del calor absorbido por el recipiente y del calor latente de vaporización del líquido. Su expresión matemática es la siguiente:

$$W = \frac{Q}{\lambda} \quad (A.1)$$

donde:

Q = Calor absorbido, en Btu/hr

λ = Calor latente de vaporización, en Btu/lb

W = Masa a relevar, en lb/hr

El calor absorbido puede obtenerse a partir de la fig. A.1 o de la ecuación siguiente, las cuales se dan en el API RP 520

$$A = 21\,000 \cdot F \cdot A^{0.82} \quad (A.2)$$

donde:

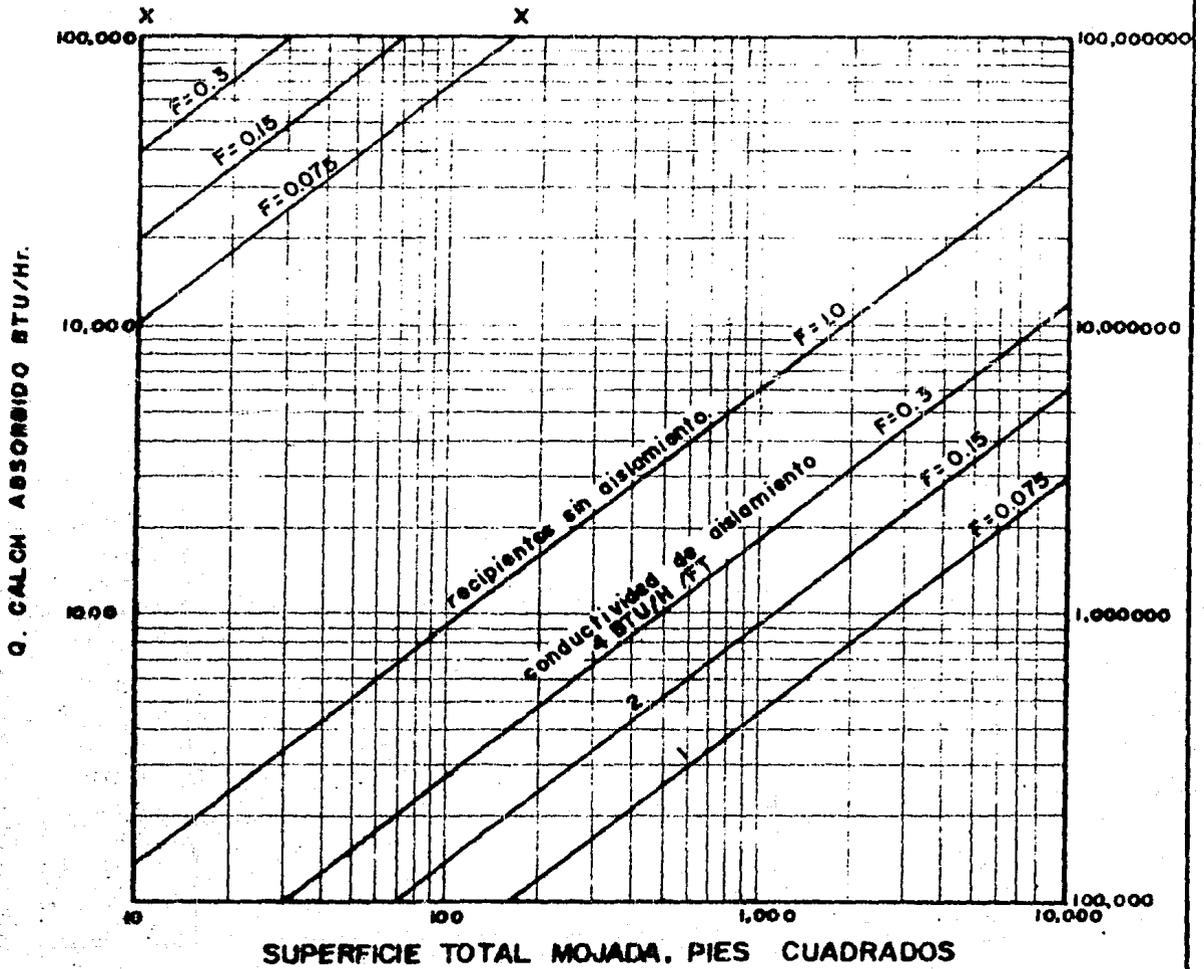


FIG. A.1. CALOR ABSORBIDO EN FUNCION DE LA SUPERFICIE TOTAL MOJADA

F = Factor de aislamiento

A = Area mojada expuesta a fuego, en ft²

El factor de aislamiento está en función del tipo de aislante utilizado. Los valores recomendados son dados en la tabla siguiente:

TABLA A.1 VALORES RECOMENDADOS DE "F"

TIPO DE INSTALACION	FACTOR "F"
Recipientes desnudos	1.0
Recipientes aislados	
- 4.0 Btu/hrft ² F	0.3
- 2.0 Btu/hrft ² F	0.15
- 1.0 Btu/hrft F	0.075
Recipientes con sistemas de regadera	1.0
Servicios de depresuramiento y vaciado	1.0
Recipientes bajo suelo cubiertos con tierra	0.0
Recipientes sobre suelo cubiertos con tierra	0.03

Fuente: API RP 521, "Guide for pressure relief and depressuring Systems", 1969, American Petroleum Institute.

El área mojada para recipientes horizontales de cuerpo cilíndrico y tapas elípticas está dada por:

$$\text{Area Mojada} = \text{Area Mojada} + \text{Area Mojada}$$

Expuesta a fuego del cilindro de las 2 tapas

Para el cuerpo

$$\text{Area mojada} = \text{Perímetro mojado} \times \text{longitud del cilindro}$$

si:

$$\text{Perímetro mojado} = \pi \cdot D \cdot F_{wp}$$

$$\text{Area mojada del cilindro} = \pi \cdot D \cdot F_{wp} \cdot L$$

donde:

L = Longitud de tangente-tangente (T-T) , en ft

D = Diámetro del recipiente, en ft

F_{wp} = Factor de perímetro mojado

El valor del factor de perímetro mojado (F_{wp}) depende del porcentaje de volumen del líquido en el recipiente, se obtiene a partir de la fig. A.-2

El área mojada de las dos tapas elípticas se obtiene multiplicando el área de las dos tapas por el factor de perímetro mojado, determinado mediante la fig. A.2

Como son tapas elípticas:

$$\text{Area mojada de las 2 tapas} = 2.61 D^2 F_{wp}$$

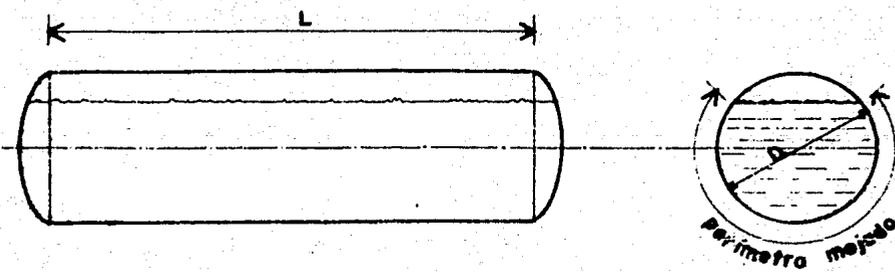
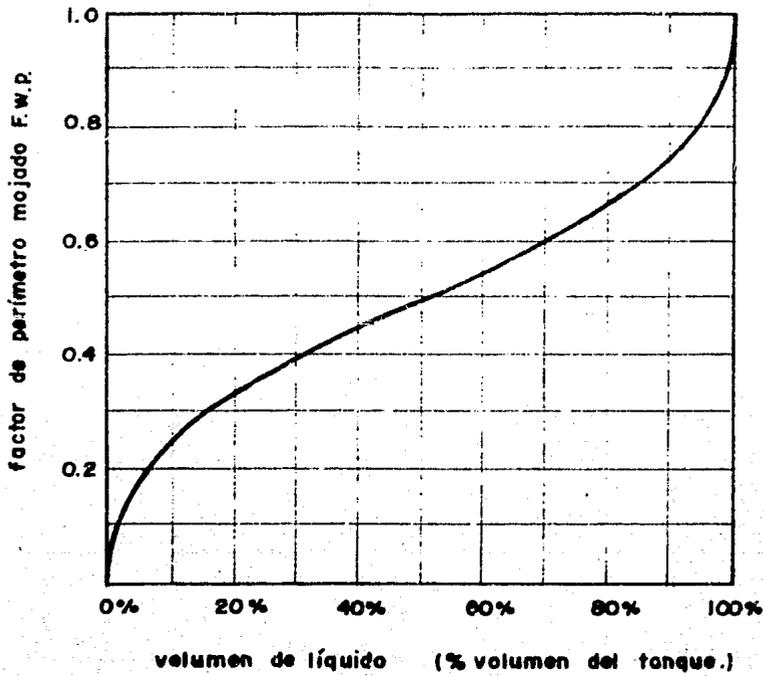


FIG. A.2. FACTOR DE PERIMETRO MOJADO EN FUNCIÓN DEL VOLUMEN DEL LIQUIDO.

Finalmente:

El área mojada expuesta a fuego está dada por:

$$A = (\pi DL + 2.61 D^2) F_{wp}$$

El área mojada para recipientes verticales de cuerpo cilíndrico y tapas semielípticas está dada por:

Area mojada	=	Area del	+	Area de
Expuesta a fuego		cilindro		una tapa

$$A = \pi Dh + 1.305 D^2$$

donde:

h = Altura del cilindro, en ft

D = Diámetro del recipiente, en ft

La altura (h) del cilindro se determina por el criterio de los 25 ft.

El criterio de los 25 ft consiste en que hay una limitación de tipo físico con relación al tamaño de la flama, pues en base a observaciones se ha determinado que la altura máxima que puede alcanzar una flama es de 25 ft a partir de cualquier superficie capaz de sostenerla; para determinar la altura se compara la altura del líquido hasta el nivel normal con el valor de los 25 ft, escogiéndose el valor que resulte menor.

Con el conocimiento del calor absorbido (Q) por el recipiente únicamente resta determinar el calor latente de vaporización del fluido a relevar.

El calor latente de vaporización, se obtiene a partir de la Fig. A.3, para lo cual es necesario conocer la Presión Corriente Arriba -- (P_1) y el peso molecular del fluido de que se trate. La presión corriente arriba puede obtenerse a partir de la siguiente expresión:

$$P_1 = (P_a \cdot 1.20) + P_{atm}$$

donde:

P_a = Presión de apertura o de ajuste, en psig

P_{atm} = Presión atmosférica

Con los datos del peso molecular y de la presión corriente arriba, se lee en la Fig. A-3, el calor latente de vaporización, el cual es necesario para el cálculo de la masa a relevar.

2.- DESCARGA BLOQUEADA

El cálculo de la masa a relevar, en el caso de que la salida del fluido se encuentre bloqueada, depende de la operación o proceso que se lleve a cabo; por ejemplo, en el caso de la descarga de un compresor, ver Fig A.4, de acuerdo a la curva de operación, la disminución del gasto provoca un aumento considerable en la presión, y como la tubería se diseña para un gasto normal, (por economía), el exceso de presión, que pueda resultar, se elimina mediante la instalación de una válvula de seguridad, por lo que la masa a relevar será igual al gasto normal del compresor.

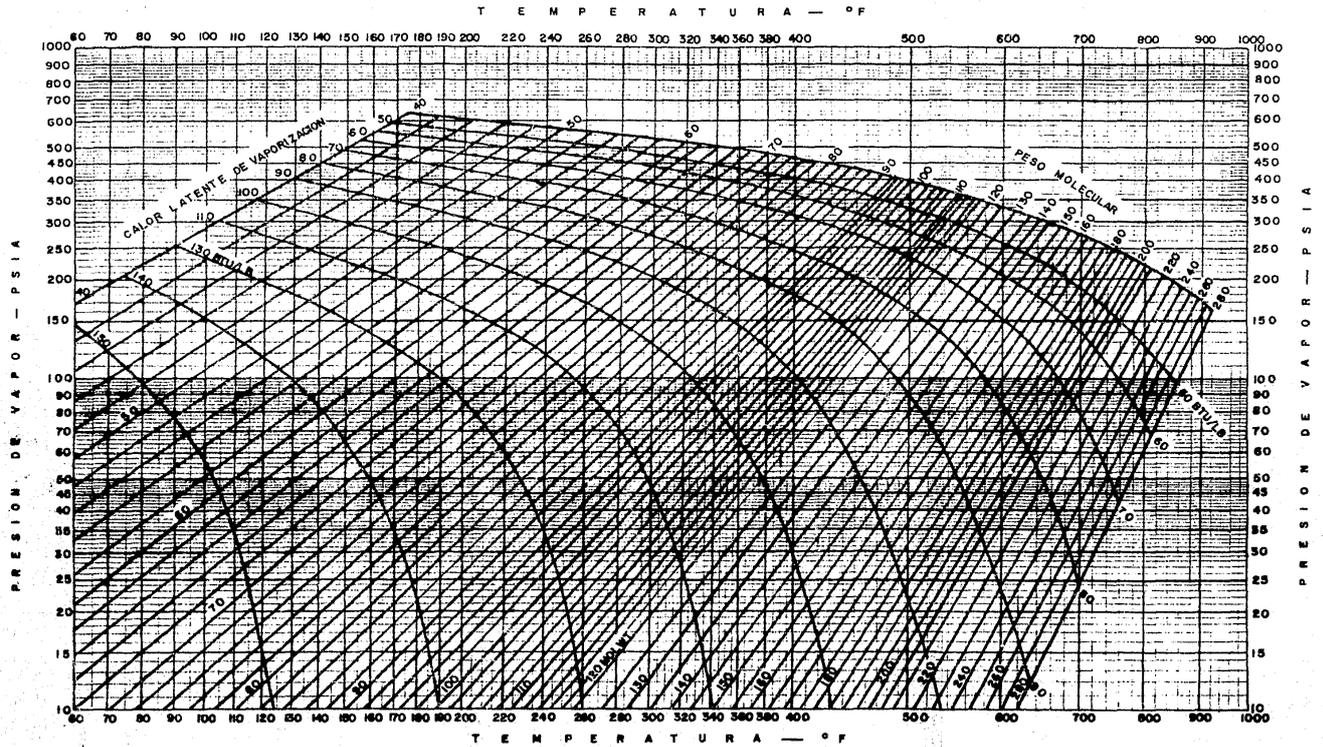


FIG. A-3 PRESION DE VAPOR Y CALOR DE VAPORIZACION.

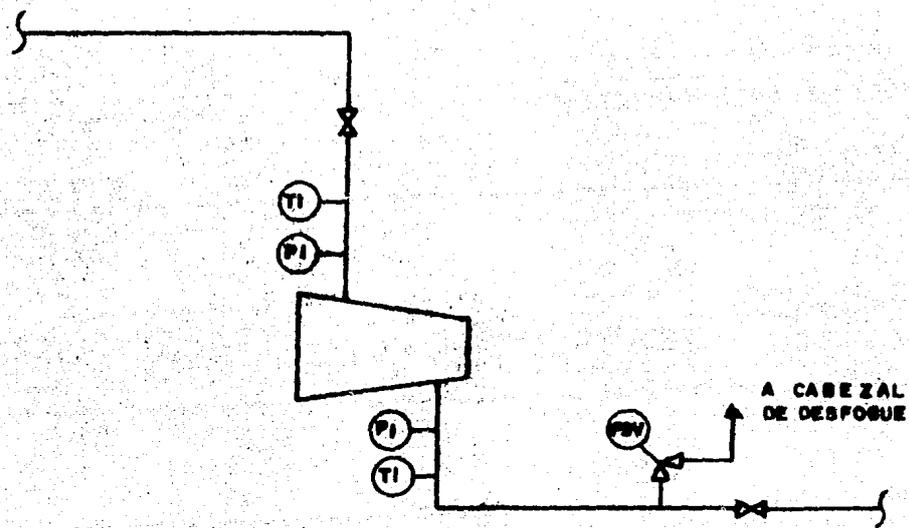


FIG. A.4 DESCARGA BLOQUEADA
EN UN COMPRESOR.

3.- RUPTURA DE TUBOS

Como la ruptura de los tubos se debe a la diferencia de presiones, la masa a relevar se obtiene en base a la diferencia teórica de volúmenes de las dos presiones, utilizándose las siguientes expresiones:

Para líquidos:

$$Q = 34.8 d^2 (\Delta P/S.G.)^{0.5}$$

Para vapores:

$$W = 1580 d^2 (P \rho)^{0.5}$$

donde:

Q = Gasto volumétrico, en gal/min

ΔP = Diferencia de presiones, en psi

W = Gasto másivo, en lb/hr

d = Diámetro interno del tubo, en in

S.G. = Densidad relativa del líquido

P = Presión mayor, en psia

ρ = Densidad del fluido a la presión mayor, en lb/ft³

4.- FALLA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO

En el caso de que exista falla de agua de enfriamiento a un condensador, la masa a relevar será igual a la masa total -

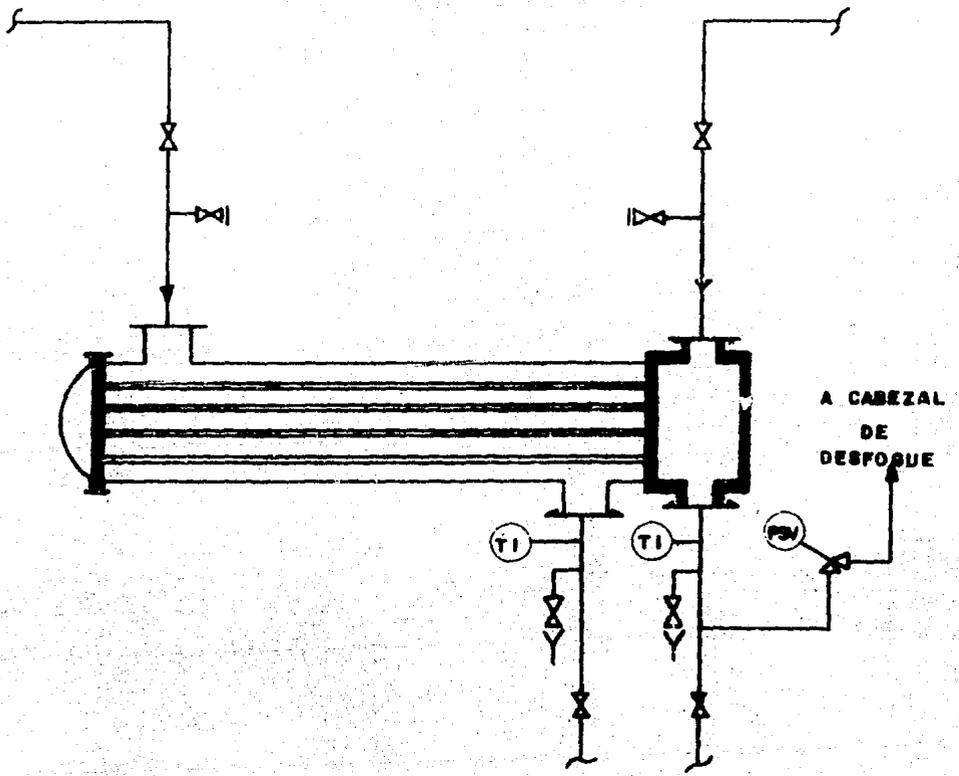


FIG. A.5 RUPTURA DE TUBOS EN UN CAMBIADOR DE CALOR.

de vapor que entra al condensador. Ver. Fig. A.6

5.- FALLA DE REFLUJO

Para el caso de una torre de destilación, la masa a relevar está dada por la masa que sale del domo, considerando operación normal, siempre y cuando no existen rehervidores, en caso contrario, la masa a relevar estaría dada por la masa del domo en operación normal, más la masa de vapores alimentados por el rehervidor y los vapores producidos en la zona inmediata a la alimentación.

6.- EXPANSION TERMICA DE LIQUIDOS

La masa a relevar, en el caso de expansión térmica de líquidos, se obtiene a partir de la siguiente ecuación:

$$Q = \frac{\beta H}{500 \text{ S.G. } C_p}$$

donde:

Q = Capacidad requerida, en gal/min

H = Calor suministrado, en Btu/hr

SG = Densidad relativa del líquido

C_p = Capacidad calorífica del líquido, en Btu/lb °F

= Coeficiente de expansión volumétrica (Tabla A.2)

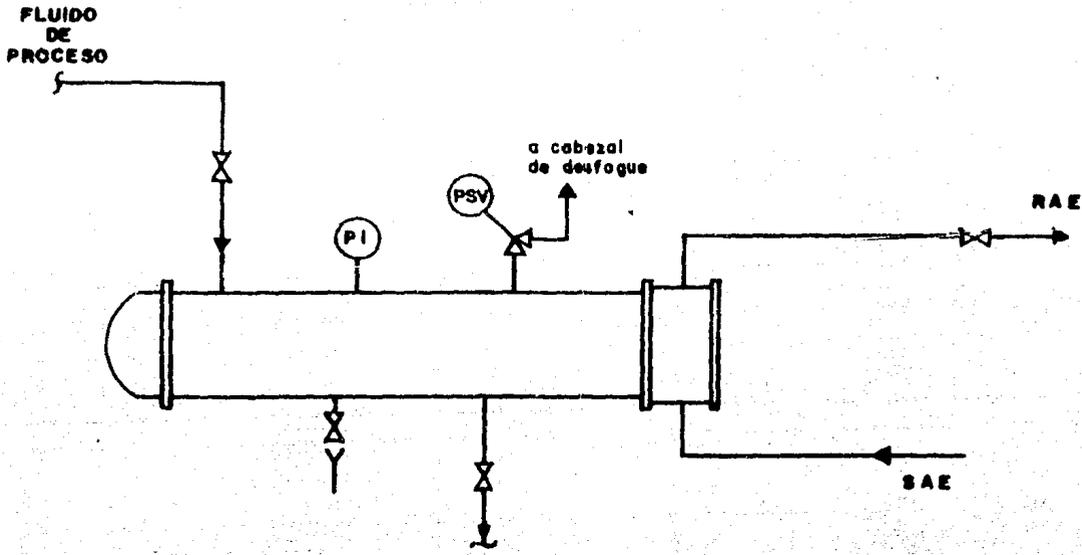


FIG. A.6: FALLA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO EN UN CONDENSADOR

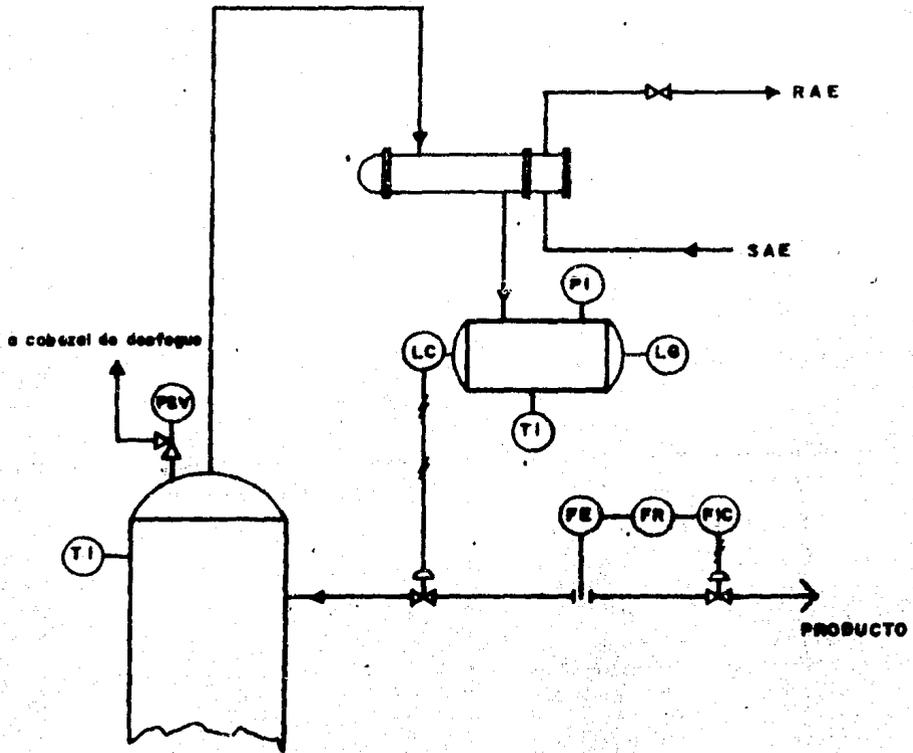


FIG. A.7: FALLA DE REFLUJO EN UNA TORRE DE DESTILACIÓN

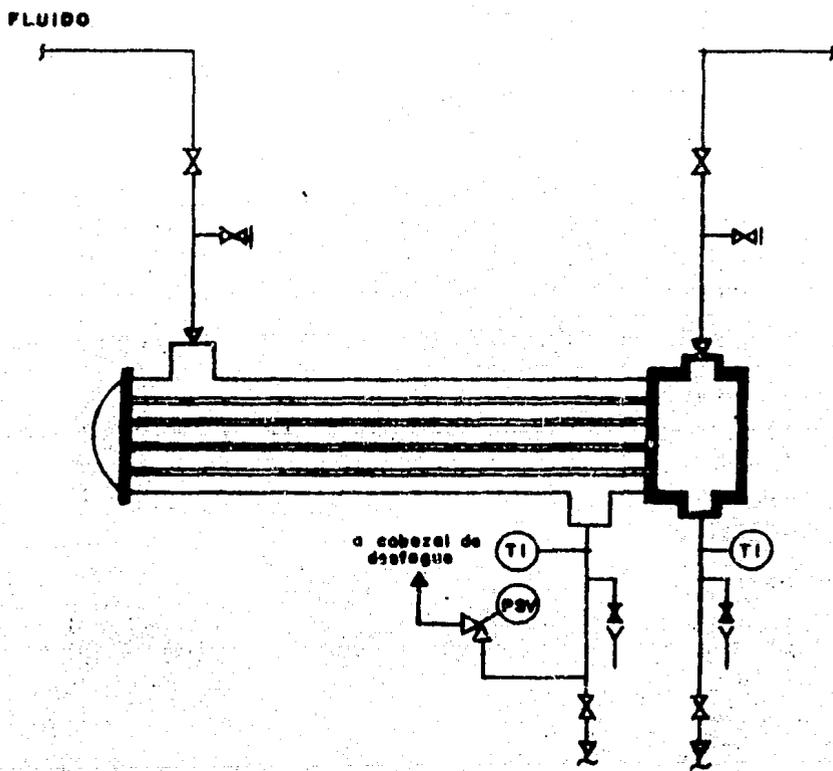


FIG. A.8: EXPANSION TÉRMICA EN UN CAMBIADOR DE CALOR

TABLA A.2 VALORES DEL COEFICIENTE DE EXPANSIÓN VOLUMÉTRICA

Tipo de líquido	(° F - 1)
Agua	0.0001
Hidrocarburos ligeros	0.001
Gasolina	0.0008
Destilados	0.0006
Residuos	0.0004

Fuente: API RP 521 for Pressure Relief and Depressuring
1969, American Petroleum Institute

7.- FALLA DE CORRIENTE ELECTRICA

La masa a relevar, en el caso de falla de corriente eléctrica depende de la masa a relevar por los controles y el equipo, - manejado por corriente eléctrica.

La masa a relevar, para los equipos, depende del tipo de equipo inutilizado y de su relación con el resto del proceso, por ejemplo, una bomba con accionador eléctrico (tanto como la que está operando como la de relevo) al fallar la corriente eléctrica la bomba parará, lo que a su vez puede ocasionar la aparición de una de las fallas ya mencionadas, por ejemplo si la bomba en cuestión maneja el reflujo de una torre de destilación, ocasionará una falla de reflujo, por lo que la masa a relevar se calcula para el caso de una falla de reflujo. En general, la masa a relevar por falla en la corriente eléctrica a equipos se obtiene en base a la falla originada por ésta.

La masa a relevar, para controles, se determina en forma similar para el caso de una falla de control.

8.- FALLA DE CONTROL

La masa a relevar, en el caso de falla de control, se determina en base a un análisis de los flujos, presiones, temperaturas y tipo de fluidos de las corrientes involucradas. Teniéndose especial cuidado con las válvulas de control con una caída de presión grande, y que al ocurrir la falla abran.

ANEXO "B"

TANQUE SEPARADOR DE LIQUIDO

El dimensionamiento de los tanques separadores de líquidos, colocados antes del quemador, es un procedimiento de ensayo y error. A continuación se describe el método de cálculo, paso a paso, tanto para tanques verticales como para horizontales.

1.- TANQUES VERTICALES

Paso No. 1

Cálculo del coeficiente de arrastre

$$C (Re)^2 = \frac{119 \times 10^{-4} \rho_v (\rho_l - \rho_v)}{\mu^2} \quad B-1$$

donde:

C = coeficiente de arrastre

 ρ_v = densidad del vapor, en lb/ft³ ρ_l = densidad del líquido, en lb/ft³ μ = viscosidad del vapor, en c^P

Con el valor de $C (Re)^2$ y la ayuda de la fig. B.1, se determina el coeficiente de arrastre.

Paso No. 2

Cálculo de la velocidad permisible

$$U_d = 0.145 ((\rho_l - \rho_v) / (\rho_v \times C)) \quad B.2$$

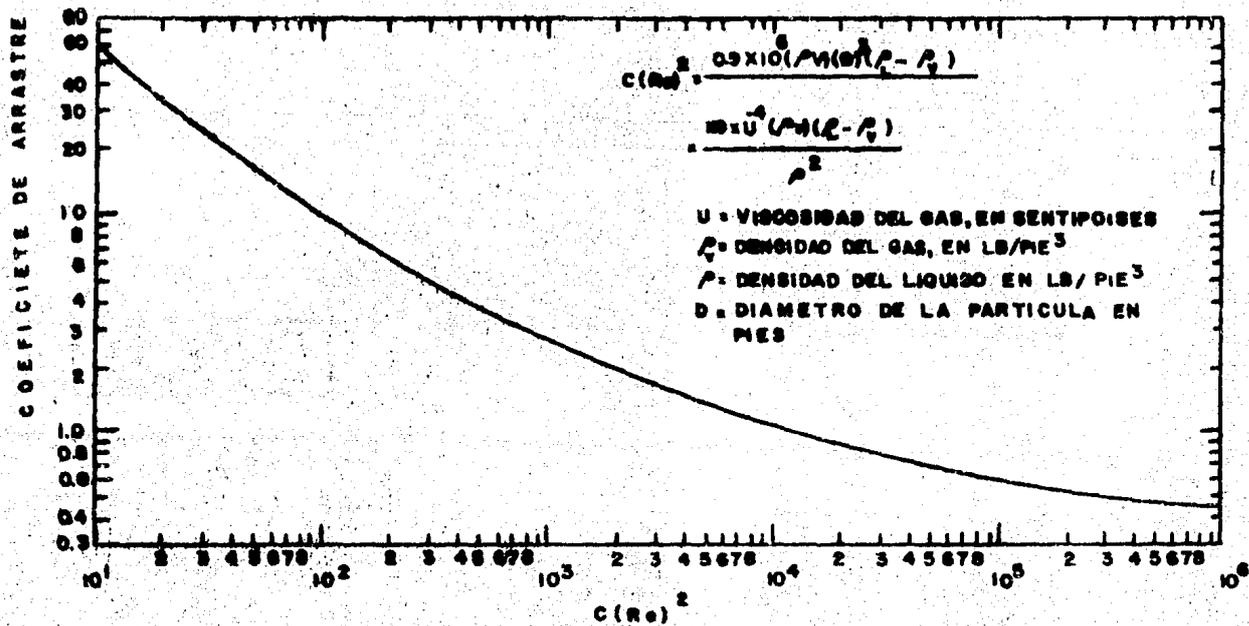


FIG. B. 1 DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE ARRASTRE .

donde:

U_d = velocidad permisible, en ft/seg

Paso No. 3

Cálculo del área requerida

$$A_r = Q_v / U_d$$

B.3

donde:

A_r = área requerida, en ft^2

Q_v = gasto del vapor, en ft^3/seg

U_d = velocidad permisible, en ft/seg

Paso No. 4

Cálculo del diámetro requerido

$$D_r = (4 A_r / \pi)^{0.5}$$

B.4

donde:

D_r = diámetro requerido, en ft

Paso No. 5

Cálculo de la altura del líquido

Se determina el tiempo de residencia requerido y en base a éste se calcula el volumen requerido del recipiente.

Los tiempos de residencia que se recomiendan son:

Para tanques que tengan bombas con arranque automático a nivel alto de 10 a 15 minutos.

Para tanques sin bombas o con bombas arrancadas manualmente se toma como máximo 30 minutos.

Una vez que se tiene el tiempo de residencia, se hace uso de la siguiente ecuación:

$$V = (W_1 / \rho_1) \theta R \quad \text{B.5}$$

donde:

V = volumen requerido del líquido, en ft^3

θ = tiempo de residencia, en seg

Con el volumen requerido del líquido, se calcula la altura del líquido, en base a la siguiente ecuación:

$$H_1 = V ((4) / (\pi D^2)) \quad \text{B.6}$$

donde:

H_1 = altura del líquido, en ft

Paso No. 6

Cálculo de la altura del vapor

Se supone una altura (L) del tanque, y en base al diámetro requerido.

$$H_v = L - H_1 \quad \text{B.7}$$

L = altura del tanque separador, en ft (supuesta)

Para comprobar que la altura supuesta (L) del recipiente es la correcta, se calcula el tiempo de caída de la gota y la velocidad del vapor:

$$\theta = H_v / U_d \quad \text{B.8}$$

donde:

θ = tiempo de caída de la gota, en seg.

$$U_v = Q_v / A_v \quad \text{B.9}$$

donde:

U_v = velocidad del vapor, en ft/seg

A_v = área del vapor, en ft^2

$$A_v = A_r - A_1 \quad \text{B.10}$$

donde:

A_1 = área del líquido, en ft^2

A_1 = Se obtiene de la table 5-b del Perry "handbook,
Chem. Eng. Mc Graw-Hill, 5a. Ed.

Paso No. 8

Se verifica la relación de longitud a diámetro (L/D)

$$3 < (H_L + H_V) / D < 5 \quad \text{B.11}$$

Si L/D mayor de 5, se emplean recipientes horizontales.

2.- TANQUES HORIZONTALES

Paso No. 1

Cálculo del coeficiente de arrastre

Con la ecuación B.1 y la fig. B.1 se determina el coeficiente de arrastre (C).

Paso No. 2

Cálculo de la velocidad permisible

Para el cálculo de la velocidad permisible se emplea la ecuación B.2 .

Paso No. 3

Determinación de D y L

Se supone un diámetro (D*) y una longitud (L*) del tanque separador

Paso No. 4

Cálculo del Area Total

$$A_t = (\pi D^2) / 4 \quad \text{B.12}$$

donde:

$$A_t = \text{área total, en ft}^2$$

Paso No. 5

Cálculo de la altura del líquido

Se emplean las ecuaciones B.5 y B.6

Paso No. 6

Cálculo del área requerida para almacenamiento de líquido

$$A_1 = V/L^* \quad \text{B.13}$$

donde:

$$A_1 = \text{área del líquido, en ft}^2$$

Paso No. 7

Cálculo del área disponible para vapor

$$A_v = A_t - A_1 \quad \text{B.14}$$

donde

$$A_v = \text{área disponible para vapor, en ft}^2$$

Paso No. 8

Cálculo de la altura vertical disponible para la caída de gota.

$$H_{VD} = D^* - H_1 \quad \text{B.15}$$

donde:

$$H_{VD} = \text{altura vertical disponible, para la caída de la gota, en ft}$$

Paso No. 9

Cálculo del tiempo de caída de la gota

$$\theta c = HVD / Ud \quad B.16$$

Paso No. 10

Cálculo de la velocidad del vapor

Se obtiene en base a la ecuación B.9

Paso No. 11

Cálculo de la longitud requerida del recipiente

$$L = \theta c \times Vv \quad B.17$$

si:

$$L \neq L^*$$

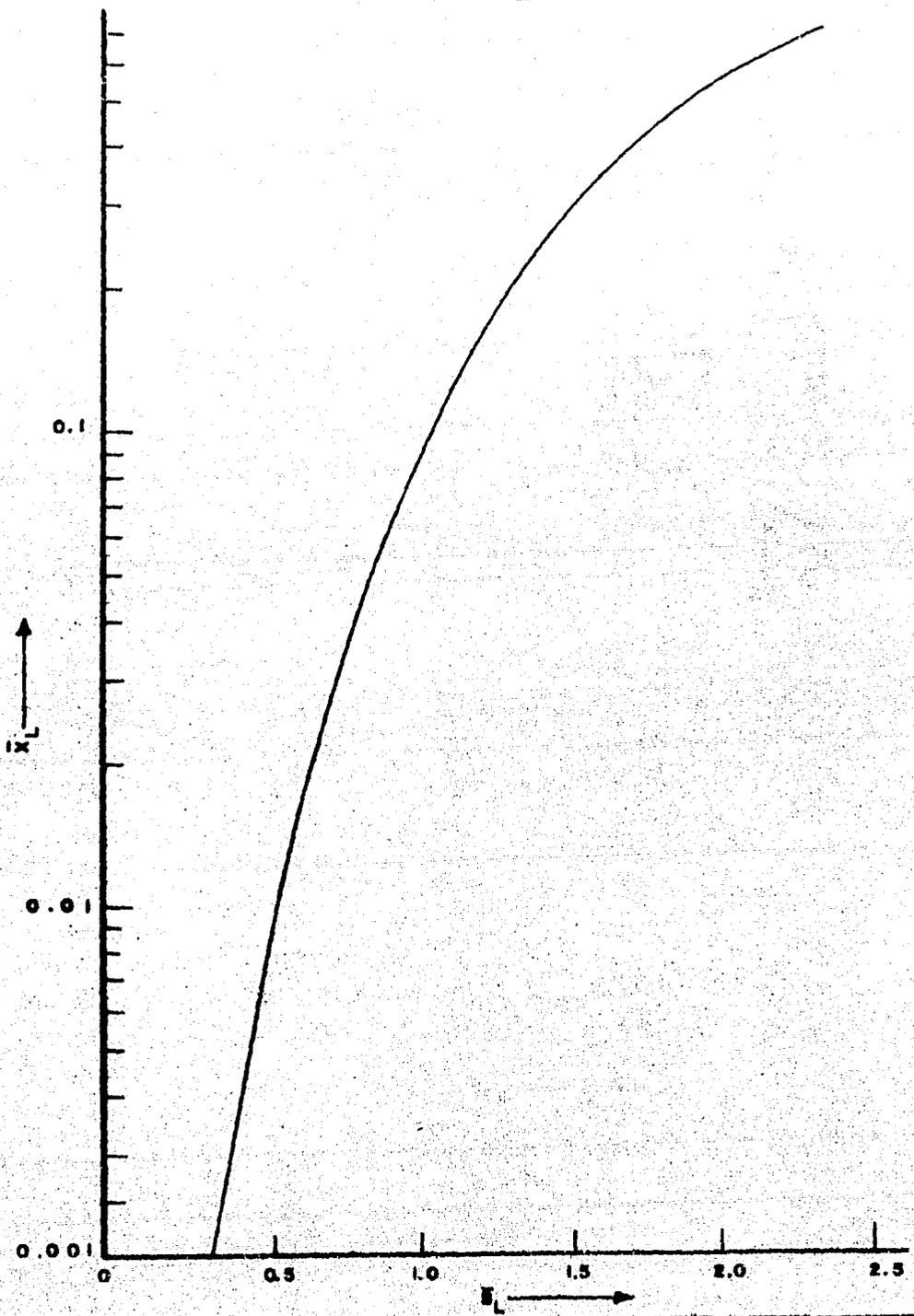
volver a suponer otra relación L/D hasta que:

$$L \cong L$$

ANEXO "C"

GRAFICA PARA EL CALCULO DE LA ATURA METODO BRZUSTOWSKI

FIG. C.1 RELACION ENTRE \bar{x}_L Y \bar{s}_L PARA $\bar{s}_L < 2.35$



A N E X O "D"

HOJAS DE DATOS DE QUEMADORES

B I B L I O G R A F I A

- 1.- Donald Q. Kern., "Procedo de Transferencia de Calor", CECSA, México, 1a. Edición, 13a. impresión, 1979.
- 2.- Peters and Timmerhaus, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 3th Edition, Mc Graw Hill Book Co., 1 980
- 3.- Perry and Chilton, "Chemical Engineers Handbook", 5th Edition, Mc Graw Hill Book Co., 1 973
- 4.- Robert D Reed, "Furnace Operations", Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1 973
- 5.- API RP 520, " Recommended Practice for the design and Installation of Pressure-Relieving Systems in Refineries", Part I - Design, December 1 976
Part II - Installation, 1 973, American Petroleum Institute
- 6.- API RP 521, "Guide for Pressure Relief and Depressuring Systems", 1 969, American Petroleum Institute
- 7.- API Publication 931, "Chapter 15 - Flares", 1 977
American Petroleum Institute
- 8.- Secretaría de Salubridad y Asistencia, "Ley Federal para Prevenir y Controlar la Contaminación Ambiental y Reglamento para la Prevención y Contaminación Atmosférica Originada por la Emisión de Humos Y Polvos", México 1 971.

- 9.- Departamento de Ingeniería de Sistemas,
"Bases de Diseño para el Sistema de Transporte
de Hidrocarburos de Atasta-Cd. Pemex", Instituto
Mexicano del Petróleo.
- 10.- Normas de Seguridad, Sección C, "Dispositivos
de Protección", Petróleos Mexicanos, 1 975
- 11.- E. Arnold, "A Systems Approach to Offshore
Facility Design", Shell Oil Company, New
Orleans, Louisiana
- 12.- Basil W. Balls, " Improved Smokeless Flare
Control", ISA, Annual Conference, 1 979, 65-73
- 13.- R. Becker & K. Hess, "Measurements of Burn
Rate of a Ground Flare"
- 14.- Briggs G.A., "Plume Rise", U.S.A. A.E.C.
Critical Review, 1 969
- 15.- T.A. Brzustowski, "A Model for Predicting the
Shapes and Lengths of Turbulent Diffusion
Flames Over Elevated Industrial Flares",
Thermal Engineering Group, Department of Mechanical
Engineering, University of Waterloo
- 16.- R.O. Gibson & D.J. Vinson, "Smokeless flares
installed at gasoline plants", The Oil and Gas
Journal, December 4, 1 972, 75-77
- 17.- Heitner, "A Critical Look at API RP 521", Hyd.
Proc., Vol. 55, No. 6, 1 976, 175-189

- 18.- T. Ito & N. Sawada, "Ground Flares aid Safety",
Hyd Proc. Vol. 55 No. 6, 1 976, 175-189
- 19.- Eric Janett "Design Considerations for Pressure-
Relieving Systems" , Chem. Eng. July 8, 1 963
125-130
- 20.- G.R. Kent, "Practical Design of Flare Stacks",
Hyd. Proc., Vol. 43, No. 8, 1964, 121-125
- 21.- G.R. Kent, "Find Radiation Effect of Flares",
Hyd. Proc., Vol. 47 No. 6, 1 968, 119-130
- 22.- G.R. Kent, "Make Profit from Flares", Hyd
Proc., October 1972, 121-123
- 23.- J.L. Kilby, "Flare System Explosions", Chem.
Eng. Prog., Vol. 64, No. 6, 49-52
- 24.- H.J. Flooster, G.A. Vogt & G.F. Brawn,
"Optimizing the Design of Relief and Flare
Systems", Chem. Eng. Prog., Vol. 71, No. 1
1 975, 39
- 25.- William H. Lauderback, "Unique flare systems
retard smoke", Jyd Proc. January 1 972, 127-128
- 26.- P.D. Miller Jr., H.J. Hibshman & J.R. Conell
"The Design of Smokeless, Nonluminous Flares",
Division of Refining, Vol. 38 (III), 1 958
276 - 281
- 27.- Lloyd E. Owen & Jinn Huie-Huang, "Gas Flare Stack
Design for Offshore Production Facilities",
Petroleum Engineer, August 1 975, 20-22

- 28.- Robert D. Reed, "Design and Operation of Flare Systems", Chem. Eng. Prof., Vol. 64, No: 6
1 968,53
- 29.- James G. Seibold, "Flare Noise: Causes and cures", Hyd Proc.; Oct. 1 972, 143-147
- 30.- Schmidt T., "Ground - Level Detector Tames Flare-Stack Flames", Chem Eng. Vol. 84, No. 8
1 977, 121-124
- 31.- Shore, "Toward Quieter Flaring", Chem. Eng. Vol. 69 No. 10, 1 973, 60-64
- 32.- W.H. Smolen, "Smokeless Flare Stacks", Petrol. Process., Vol. 30 No. 9, 1951, 978-982
- 33.- J.F. Straitz III, "Make the Flare Protect the Environment", Hyd Proc. October 1 977, 76-81
- 34.- J.F. Straitz III, "Solving Flare - Noise Problems", Internoise 78, 8-10, may 1 978,
Sn. Francisco USA, 383-388
- 35.- J.F. Straitz III, "Flaring with maximum energy conservation", Pollution Engineering, February
1 980, 47-49
- 36.- J.F. Straitz III, "Adecuado Funcionamiento del Quemador Ahorra Energía", Petróleo Internacio -
nal, Julio 1 981, 40-55
- 37.- S.H. Tan, "Flare System Design Simplified",
Hyd. Proc. Petr. Refiner, Vol. 43, No. 8,
1964 172-176

- 38.- L.G. Vanderlinde, "Smokeless Flares", Hyd Proc., October 1 974, 99-104
- 39.- West, Harris & Partners, "Development in gas flaring systems", Offshore Technology Conference, Paper Number OTC 3 910, May 5 - 8, 1 980, Houston Texas
- 40.- T.W. Whelan & S.J. Thompson , "Reduce relief system costs", Hyd Proc., Aug. 1 975, 83-86