



200
201

Universidad Nacional Autónoma de México

**Escuela Nacional de Estudios Profesionales
PLANTEL ZARAGOZA**

**"SISTEMAS DE SERVICIOS AUXILIARES
PARA CALENTADORES A FUEGO DIRECTO"**

T E S I S

**Que para obtener el Título de
INGENIERO QUIMICO**

p r e s e n t a

ANTONIO CARRANZA MONROY

México, D. F.

1987



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

	PAGINA
Resumen	1
PARTE I.- Introducción.	3
PARTE II.- Generalidades.	6
II.1.- Mecanismos de Transferencia de Calor en Calentadores a Fuego Directo.	6
II.1.1.- Conducción.	6
II.1.2.- Convección.	8
II.1.3.- Radiación.	10
II.2.- Calentadores a Fuego Directo.	12
II.2.1.- Partes.	12
II.2.2.- Clasificación.	16
II.2.2.1.- Clasificación de Calentadores a Fuego Directo - basada en el servicio que proporciona al fluido de proceso.	18
II.2.2.1.a.- Calentadores.	18
II.2.2.1.b.- Calentadores de "Cracking".	18
II.2.2.1.c.- Hornos Reformadores.	18
II.2.2.2.- Clasificación de Calentadores a Fuego Directo- basada en su forma geométrica.	22
II.2.2.2.a.- Calentadores a Fuego Directo Verticales.	22
II.2.2.2.b.- Calentadores a Fuego Directo Horizontales.	28
PARTE III.-	31
III.1.- Generalidades.	31
III.1.1.- Definición.	31

	PAGINA
III.1.2.- Combustibles.	31
III.1.2.a.- Etapas del fenómeno de combustión.	31
III.1.2.b.- Variantes en la combustión.	32
III.2.- Tipos de Combustible.	36
III.2.1.- Combustibles sólidos.	36
III.2.2.- Combustibles líquidos.	36
III.2.3.- Combustibles gaseosos.	44
III.3.- Factores que afectan la selección del combustible.	47
III.3.1.- Disponibilidad.	47
III.3.2.- Costo de adquisición.	47
III.3.3.- Eficiencia de combustible.	47
III.3.4.- Costo de operación.	48
III.3.5.- Costo de equipo.	48
III.4.- Sistema de Manejo de Combustible Líquido.	49
III.4.1.- Función.	49
III.4.2.- Partes.	49
III.4.2.a.- Equipo para almacenamiento de combustible y dispositivos integrados.	49
III.4.2.b.- Circuito de distribución y equipo asociado.	57
III.5.- Criterios de Diseño.	62
III.5.1.- Tanque de almacenamiento de combustible.	62
III.5.2.- Equipo de bombeo.	66
III.5.3.- Líneas de distribución de combustible.	72
III.5.4.- Calentador de combustible.	77
III.5.5.- Válvula reguladora de presión del circuito de distribución.	79

III.3.-	Método de diseño por separación sucesiva de las unidades.	97
III.4.-	Dimensionamiento de Diseño.	98
III.4.1.-	Tarques de dimensionamiento de combustibles.	98
III.4.2.-	Dimensionamiento de líneas.	99
III.4.3.-	Diseño del equipo de diseño.	99
III.4.4.-	Método controlador de proceso.	100
III.5.5.-	Método de diseño por separación sucesiva de las unidades.	100
III.7.-	Sistema de Menos de Combustible Quemado.	111
III.7.1.-	Función.	111
III.7.2.-	Partes.	111
III.8.-	Criterios de Diseño.	120
III.8.1.-	Equipo de separación de humedad.	120
III.8.2.-	Tuberías del sistema.	120
III.9.-	Procedimiento de Diseño.	120
III.9.1.-	Tarques separador de humedad.	120
III.9.2.-	Dimensionamiento de líneas.	121
III.10.-	Dispositivos de Quemado de Combustible.	121
III.10.1.-	Tipos de quemadores.	122
III.10.1.a.-	Quemadores de combustibles líquidos.	122
III.10.1.b.-	Quemadores de gas.	122
III.10.1.c.-	Quemadores tipo dual.	122
III.11.-	Instrumentación y Control en Calentadores a Pungo Directo.	147

	PAGINA
III.5.6.- Válvula de alivio por expansión térmica de combustible.	80
III.6.- Procedimiento de Diseño.	81
III.6.1.- Tanque de almacenamiento de combustible.	81
III.6.2.- Dimensionamiento de líneas.	94
III.6.3.- Diseño del equipo de bombeo.	95
III.6.4.- Válvula controladora de presión.	106
III.6.5.- Válvula de alivio por "expansión térmica de combustible".	108
III.7.- Sistema de Manejo de Combustible Gaseoso.	111
III.7.1.- Función.	111
III.7.2.- Partes.	111
III.8.- Criterios de Diseño.	120
III.8.1.- Equipo de separación de humedad.	120
III.8.2.- Tuberías del sistema.	128
III.9.- Procedimiento de Diseño.	129
III.9.1.- Tanque separador de humedad.	129
III.9.2.- Dimensionamiento de líneas.	131
III.10.- Dispositivos de Quemado de Combustible.	131
III.10.1.- Tipos de quemadores.	132
III.10.1.a.- Quemadores de combustibles líquidos.	132
III.10.1.b.- Quemadores de gas.	143
III.10.1.c.- Quemadores tipo dual.	145
III.11.- Instrumentación y Control en Calentadores a Fuego Directo.	147

	PAGINA
III.11.1.- Calentadores de Tiro Natural..	147
III.11.1.a.- Instrumentación mínima.	147
III.11.1.b.- Control de suministro de combustible.	149
PARTE IV.- Sistemas de Vapor para Calentadores a Fuego Directo.	159
IV.1.- Sistema de vapor de atomización.	159
IV.1.a.- Componentes.	160
IV.1.b.- Calidad del vapor.	160
IV.1.c.- Capacidad del sistema.	161
IV.1.d.- Trazado del sistema.	162
IV.2.- Sistema de Vapor de Apagado.	163
IV.2.a.- Función.	163
IV.2.b.- Calidad del vapor.	165
IV.2.c.- Capacidad del Sistema.	165
IV.2.d.- Trazado del sistema.	166
IV.3.- Sistema de Vapor de Purga (Blowdown).	170
IV.3.a.- Función.	170
IV.3.b.- Calidad del vapor.	171
IV.3.c.- Capacidad del sistema.	171
IV.3.d.- Trazado del sistema.	172
IV.4.- Vapor a Sopladores de Hollín.	175
IV.4.a.- Función.	175
IV.4.b.- Tipos de sopladores de hollín.	176
IV.4.c.- Criterios de selección.	189
IV.4.d.- Arreglos típicos de sopladores de hollín.	195

	PAGINA
IV.4.e.- Consumo de vapor para sopladores de hollín.	196
IV.5.- Cortina de vapor.	208
IV.5.a.- Función.	208
IV.5.b.- Componentes.	208
IV.5.c.- Calidad de vapor.	209
IV.5.d.- Capacidad del sistema.	209
IV.5.e.- Trazado del sistema.	210
PARTE V.- Servicio de Decoquizado.	213
V.1.- Causas de la incrustación en los tubos de los Calentadores a Fuego Directo.	213
V.1.1.- Carburización catalítica.	214
V.1.2.- Degradación térmica.	215
V.1.3.- Baja masa velocidad.	215
V.1.4.- Material inorgánico.	215
V.2.- Criterios que determinan la necesidad de la operación - de Decoquizado.	215
V.3.- CAFD que requieren Sistema de Decoquizado.	216
V.3.1.- CAFD para servicios poco coquizables.	216
V.3.2.- CAFD para servicios coquizables	217
V.3.3.- CAFD para servicios con incrustación excesiva.	217
V.4.- Formas de Reducir la Coquización.	217
V.4.1.- Antiensuciantes.	217
V.4.2.- Velocidad de Flujo.	217
V.5.- Procedimientos de Decoquizado.	218
V.5.1.- Limpieza con aire-vapor.	218

	PAGINA
V.5.2.- Procedimiento de turbinado.	219
V.5.3.- Limpieza con chorros de agua.	220
V.5.4.- Limpieza química.	220
V.5.5.- Limpieza con chorros de arena.	221
V.6.- Preparativos para el Decoquizado por el procedimiento de Aire-Vapor.	224
V.7.- Etapas involucradas en el Decoquizado bajo el procedimiento de Aire-Vapor.	224
V.7.1.- Etapa de descascarado.	224
V.7.2.- Etapa de quemado.	228
V.8.- Criterios de Diseño y Recomendaciones Prácticas consideradas en el dimensionamiento del Sistema de Decoquizado por el procedimiento de Aire-Vapor.	229
V.8.1.- Vapor de protección y decoquizado.	230
V.8.1.a.- Etapa de descascarado.	230
V.8.1.b.- Etapa de quemado.	230
V.8.2.- Aire para quemado.	231
V.8.3.- Agua de apagado.	232
V.9.- Instrumentación y Control.	234
V.9.1.- Medición de temperatura.	234
V.9.2.- Medición de presión.	234
V.9.3.- Control de flujo.	235
V.10.- Tuberías y Accesorios.	235
V.10.1.- Boquillas de apagado.	237
V.11.- Criterios de Diseño para el Dimensionamiento de Líneas del Sistema de Decoquizado.	239
V.11.1.- Líneas de vapor de agua y aire.	239
V.12.- Procedimiento de cálculo para el sistema de decoquizado.	240

	PAGINA
V.12.1.- Requerimientos de vapor de protección y decoquizado.	241
V.12.1.a.- Flujo de vapor para la etapa de descascarado.	
V.12.1.b.- Flujo de vapor para la etapa de quemado.	241
V.12.2.- Requerimientos de aire para decoquizado.	241
V.12.2.a.- Flujo de aire para la etapa de quemado.	241
V.12.3.- Requerimientos de agua de apagado.	242
V.12.3.a.- Dimensionamiento del cabezal de decoquizado.	242
V.12.3.b.- Flujo total de agua de apagado.	244
V.12.3.c.- Determinación del tipo de esprea en el cabezal de decoquizado.	245
V.12.4.- Flujo de gases de combustión.	246
V.12.5.- Estimado del flujo de agua para el apagado de los gases de combustión.	248
V.12.5.a.- Diferencia de temperaturas de los gases de combustión.	249
V.12.5.b.- Calor específico promedio de los gases de combustión.	249
V.12.5.c.- Diferencia de temperaturas del agua de apagado.	250
V.12.6.- Tanque de decoquizado.	251
V.12.6.a.- Determinación del diámetro del tanque.	253
V.12.6.b.- Determinación de la altura del tanque.	254
V.12.6.c.- Dimensionamiento de las boquillas del tanque.	255
Apéndice General (A).	265
Conclusiones.	276
Bibliografía.	278

R e s u m e n

Esta tesis, cuyo objetivo terminal consiste en establecer los criterios, fundamentos y técnicas necesarias para el diseño y evaluación de los sistemas de Servicios Auxiliares para Calentadores a Fuego Directo que permitan eliminar las "adaptaciones o reproducciones" de los sistemas provenientes del extranjero, queda conformada por 5 partes y un apéndice general.

En la parte I se establece la fase introductoria a este trabajo, en la cual se enmarcan las condiciones por las cuales se hace necesaria y justificable su elaboración.

La parte II, referente a generalidades proporciona una serie de conceptos y mecanismos generales de los cuales se debe tener conocimiento - debido a que se manifiestan de manera apreciable durante la operación de las unidades de calentamiento a fuego directo.

Adicionalmente se presentan los elementos básicos de un Calentador a Fuego Directo así como las clasificaciones más importantes de tales equipos.

En la parte III se establece la fundamentación teórica, función y componentes de los sistemas de manejo de combustible líquido y gaseoso para las unidades de calentamiento a fuego directo, así como los criterios y procedimientos de diseño considerados para su especificación. Además, se define el tipo de control del combustible que puede efectuarse con la premisa de mantener una operación normal en el equipo.

La parte IV se enfoca a definir los criterios y procedimientos de diseño referentes a los sistemas de manejo de vapor para Calentadores a Fuego Directo, los cuales pueden clasificarse en:

- Sistema de vapor de atomizado para combustibles líquidos.
- Sistema de vapor de apagado.
- Sistema de vapor de purga (blowdown).
- Sistema de vapor a sopladores de hollín.
- Cortina de vapor.

En la parte V (Servicio de Decoquizado) se plantean las causas - de la incrustación en los tubos de los Calentadores a Fuego Directo, - los criterios que determinan la necesidad de la operación de decoquizado, los procedimientos de decoquizado existentes y los criterios y procedimientos de diseño del sistema de decoquizado mas ampliamente utilizado en la Industria Petrolera Mexicana.

Por último, el apéndice general queda constituido por una serie de gráficas, tablas e información complementaria relacionada con las distintas partes que conforman este trabajo.

PARTIE I.- INTRODUCCION.

En México, desde la formación de PEMEX, ha sido necesario enfrentar toda clase de problemas con el imperativo de desarrollar y crear - una tecnología que permita producir más crudo, más refinados, más petroquímicos, más gas licuado y gas natural para abastecer las necesidades internas del país, así como para tratar de no alejarse de demasiado de los países desarrollados y poder penetrar en algunos mercados.

Estrictamente, fue hasta los años cincuentas cuando se incrementó la capacidad de refinación del crudo mediante la instalación de pequeñas refinerías, se instalaron unidades productoras de lubricantes, endulzadoras de gas y plantas de absorción. De esta manera, el dominio de las técnicas de operación en las refinerías se fue logrando - poco a poco; no así lo referente al aspecto tecnológico en cuanto a - la creación de los sistemas y esquemas de procesamiento, ya que las - tecnologías utilizadas provenían del extranjero.

El desarrollo de la Industria Petroquímica se quedó rezagado al atender las necesidades prioritarias del país, sin embargo, la Industria de Refinación siguió un crecimiento gradual, de tal forma que logró integrar en varias refinerías plantas típicas tales como la de destilación primaria, destilación al vacío, reductora de viscosidad, desintegradora catalítica, desulfuradora catalítica, hidrodesulfuradoras y reformadoras, en las cuales es necesario el suministro de grandes - cantidades de calor. La forma más económica y práctica de proporcionarlo es por medio de equipos de proceso denominados "Calentadores a Fuego Directo".

El Calentador a Fuego Directo es un conjunto de tubos colocados dentro de una armazón sellada con material refractario y láminas metáli-

cas. Una parte de los tubos rodea el hogar, donde se efectúa el quemado del combustible, que es el que proporciona todo el calor requerido por el fluido que pasa dentro de los tubos. Este conjunto de tubos está expuesto al fuego producido por el combustible, y la parte complementaria del total de los mismos, a los gases calientes que se producen por la combustión.

La buena operación del equipo trae como resultado un mayor tiempo de vida útil, requiriendo un número mínimo de reparaciones y un consumo razonable de combustible.

Por lo anterior, una operación correcta del Calentador a Fuego Directo significa dos cosas:

- Seguridad y Economía.

Para lograr el funcionamiento adecuado de los calentadores se requiere además de un estricto diseño térmico, de todo un conjunto de Sistemas de Servicios Auxiliares.

En los años setentas, este tipo de sistemas (al igual que casi toda la tecnología de proceso utilizada por la Industria Petrolera Mexicana) fué comprado a compañías norteamericanas o europeas.

Con el paso de los años, en los organismos de ingeniería del país se formaron grupos de trabajo con la premisa de desarrollar, asimilar y diseñar estos sistemas. Sin embargo, este propósito no se ha logrado satisfactoriamente a consecuencia de que la mayoría de estos grupos solo se redujeron a adaptar los Sistemas de Servicios Auxiliares (traídos anteriormente del extranjero) a los equipos de calentamiento que se encontraban en diseño y/o construcción, cayendo de esta manera en diseños no soportados sobre bases firmes y muchas veces inadecuados, los cuales acarrearán grandes desgastes de combustible y algunas deficiencias operacionales en los hornos de proceso. Así, de todo lo anterior se des -

prende la problemática de generar un "Procedimiento Normalizado" que enmarque los criterios, fundamentos y técnicas necesarias para el di seño y evaluación de los diferentes Sistemas de Servicios Auxiliares para Calentadores a Fuego Directo, que pueda ser utilizado como guía de trabajo, y lo que es más importante, que ayude a poner fin a la forma (hasta ahora falta de bases claras) de efectuar los diseños co rrespondientes a estos sistemas.

PARTE II.- GENERALIDADES.

II.1.- Mecanismos de Transferencia de Calor en Calentadores a Fuego Directo.

En los calentadores a fuego directo se manifiestan los tres mecanismos de transferencia de calor existentes, es decir:

- Conducción.
- Convección.
- Radiación.

Estos mecanismos se verifican simultáneamente (en cualquier zona del calentador), dependiendo de su temperatura.

II.1.1.- Conducción.

Cuando se presenta un gradiente de temperatura en un cuerpo sólido, hay una transferencia de energía térmica desde la zona de alta temperatura hacia la de baja. Como es de imaginarse, no existe algún movimiento apreciable en las moléculas del cuerpo en cuestión.

En este mecanismo, la transferencia de calor por unidad de área es proporcional al gradiente de temperatura con respecto a la distancia (en dirección del flujo de calor), tal como lo muestra la figura II-1.

$$\frac{Q}{A} \propto \frac{T}{X}$$

Asumiendo que X es el espesor del cuerpo en la dirección del flujo de calor y T es la temperatura en cualquier punto de la pared, la expresión anterior se puede escribir de la siguiente manera con solo incluir la constante de proporcionalidad:

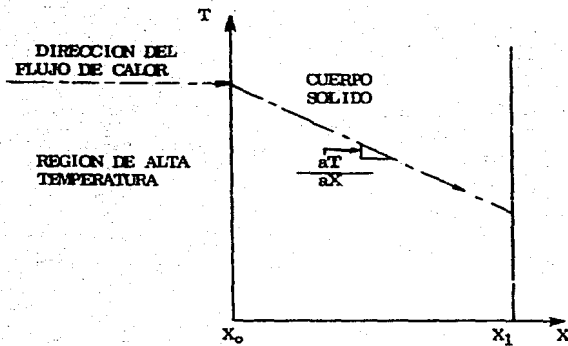


Figura II.1.- Mecanismo de Transferencia de Calor por Conducción.

$$-Q = KA \frac{dT}{dX} \dots\dots\dots \text{Ec. II.1}$$

Donde Q: Cantidad de calor transmitido por unidad de tiempo;
(Btu/h)

$\frac{dT}{dX}$ Gradiente de temperatura en la dirección del flujo de calor; ($^{\circ}\text{F}/\text{ft}$)

A: Area de flujo de calor; (ft^2)

K: Conductividad térmica del material;
($\text{Btu} / (\text{h}) (\text{ft}^2) (^{\circ}\text{F}/\text{ft})$)

La Ec. II.1 es conocida como "Ley de Fourier" de la conducción de calor.

II.1.2.- Convección.

Es un mecanismo muy significativo en el diseño de la mayoría de los equipos de transferencia de calor. En la convección, el calor se transfiere de los puntos calientes del fluido a los fríos por medio de alguna forma de mezclado. La figura II.2, describe por sí misma este mecanismo.

Supóngase que se coloca en un fluido "F" cuya densidad es ρ_f en un tanque (A). Si al recipiente se le instala una fuente de energía, la densidad del fluido que está más cercano a la fuente crecerá debido a su expansión térmica (B); como consecuencia, las moléculas de esta zona tenderán a desplazarse hacia la parte superior del tanque, sustituyendo a las ahí colocadas, proporcionándoles además parte de su contenido energético tomando de la fuente calorífica instalada (C). En estas circunstancias se efectúa el fenómeno conocido con el nombre de "convección natural".

Si en determinado momento se desea que el mezclado, y por ende la transmisión de calor se efectúen con mayor rapidez, generalmente se integra un agitador, manifestándose así el mecanismo conocido como "convección forzada", (D).

De cualquier manera, el efecto de convección queda expresado por la "Ley de enfriamiento de Newton" que tiene la siguiente forma:

$$Q = hA (T_p - T_{\infty}) \dots\dots\dots \text{Ec. II.2}$$

La proporción de calor transferido Q es función de la diferencia de temperatura entre la pared (T_p) y el fluido (T_{∞}), el área superficial A y el coeficiente h, denominado coeficiente de transferencia de calor por convección, el cual puede ser determinado analítica y/o experimentalmente, dependiendo de la sustancia y sistema considerado. Así mismo, este coeficiente es función de las propiedades térmicas del fluido (densidad, viscosidad, conductividad térmica, calor

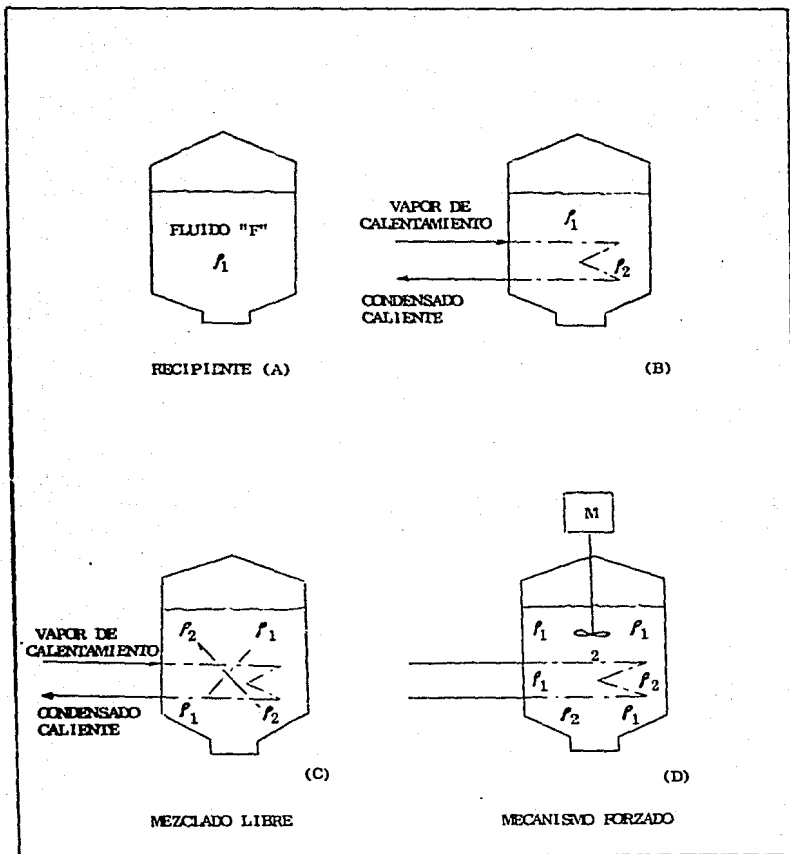


Figura 11.2.- Mecanismo de Transferencia de Calor por Convección.

específico).

II.1.3.- Radiación.

Este mecanismo de transferencia de calor se basa en la transmisión de energía radiante de un punto a otro, con diferente nivel energético, sin requerir un medio físico de transporte.

Es importante destacar que este mecanismo está soportado por la idea de que la energía radiante posee un movimiento ondulatorio análogo al de la radiación luminosa. La radiación de calor puede darse a través del vacío o de algún fluido, como el aire por ejemplo.

Hasta nuestros días no se ha determinado claramente el agente portador de la energía radiante, ni la auténtica naturaleza de la radiación, sin embargo, su intensidad es función de la naturaleza de su fuente.

Un cuerpo a cierta temperatura (siempre y cuando esté arriba de 0° K), emitirá energía de radiación térmica.

De la teoría cuántica se desprende la idea de que la radiación es un fenómeno de transporte de energía térmica en forma de pequeños paquetes, que se manifiestan como corpúsculos energizados denominados "Cuantos".

Este mecanismo está regido por la "Ley de Stefan - Boltzman, la cual postula que el calor transferido Q es función de factor F_e que está involucrado con la emisividad de un cuerpo con respecto a la de un "Cuerpo negro", de un factor F_g relacionado con la geometría del cuerpo que capta la radiación emitida por otro, es decir, no toda la radiación emitida es captada por el cuerpo receptor, la constante de proporcionalidad de Stefan Boltzman σ , la superficie de transferencia

cia A, y por último T_1 y T_2 que son las temperaturas de los cuerpos. Con esto, la ley de la "Cuarta Potencia" queda expresada como:

$$Q = F \epsilon \sigma T^4 A (T_1^4 - T_2^4) \dots\dots\dots \text{Ec. II.3}$$

Los Calentadores a Fuego Directo son algunos de los equipos en los cuales se presentan los tres mecanismos de transferencia de calor, cuyas zonas específicas de manifestación se muestran en la siguiente figura:

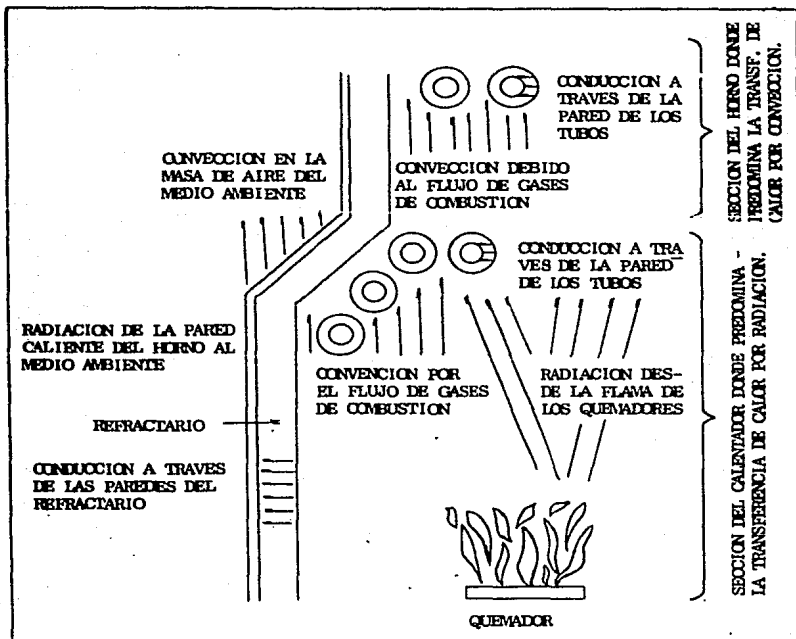


Figura II.3.- Mecanismos de Transferencia de Calor en CAFD.

II.2.- Calentadores a Fuego Directo.

II.2.1.- Partes.

Un Calentador de Fuego Directo puede definirse como un equipo que sirve para proporcionar una gran carga térmica a algún fluido de proceso que la requiera.

Quando en el diseño de las plantas se determina utilizar algún equipo de Calentamiento a Fuego Directo, éste puede seleccionarse de una gran variedad de diseños disponibles. Sin embargo, tomando en cuenta que todos ellos operan bajo el mismo principio, por tanto, tienen en común ciertos componentes que a continuación serán definidos y que la Figura II.4 muestra.

Sección de Radiación.

Es la parte interior del calentador a fuego directo en la cual los tubos que conducen el fluido de proceso está más cercano a la flama de los quemadores y todo el calor que absorben les es transferido en su mejor parte por radiación.

En esta sección se genera la flama y se alcanzan las temperaturas más elevadas de todo el sistema, por lo que es de esperar que aquí se capta la mayor cantidad de calor.

Sección de Convección.

La sección de convección es una parte integral del equipo, en la cual se transmite al fluido de proceso el calor que contienen los gases calientes (provenientes de la zona de radiación), producidos en la reacción de combustión.

El calor que fluye a través de la sección de convección se incorpora al fluido de proceso antes que el de la zona radiante,

con la finalidad de precalentarlo antes de enviarlo a la cámara que se encuentra a mayor temperatura.

Sección Escudo.

Está compuesta generalmente por las primeras dos hileras de tubos instaladas lo más cerca de la flama, pero que corresponden a las zonas de convección. Aunque ocasionalmente, se refiere a la parte alta de la cámara radiante, por lo que forma parte de ella.

Como quiera que sea, la "Sección Escudo", se caracteriza por estar ubicada en los puntos del equipo en donde se registran significativamente los mecanismos radiante y convectivo. Evidentemente para que ésto ocurra, dicha sección deberá estar localizada en el paso de los gases calientes generados en la cámara inferior del calentador.

Haz de tubos.

Son los conductos por los que se hace pasar el fluido que se desea calentar. Estos se extienden desde la sección de convección hasta la de radiación y la "Sección Escudo".

Puertas de Acceso.

Son las entradas y registros de hombre utilizados por el personal de mantenimiento que otorga el equipo toda clase de servicios encaminados a mantenerlo en buenas condiciones de operación.

Normalmente, las entradas quedan distribuidas uniformemente en torno al calentador.

Chimenea.

Es un dispositivo muy importante de los Calentadores a Fuego Directo por el cual se deshechan a la atmósfera mediante los gases producidos en la zona de combustión.

Quemadores.

Son componentes del equipo cuya función es efectuar el fenómeno de combustión de los carburantes líquidos o gaseosos, además de mezclar el combustible y aire con la idea de alcanzar un eficiente quemado.

Si el combustible es gaseoso, el mezclado con el aire se hace de manera relativamente fácil, sin embargo, en caso de tratar se de energéticos líquidos, para obtener un buen mezclado con la corriente de aire, se requiere formar una "niebla" de aceite combustible por medio de la inyección de vapor al quemador. Es de esperar que la mezcla combustible-vapor se haga dentro del quemador, y que salga de éste en forma de rocío o materia atomizada.

Cámara de Combustión u Hogar.

Es la zona del calentador en donde se lleva a cabo la reacción de combustión. En la sección que comprende el hogar se encuentran los tubos radiantes y los quemadores del equipo. Estos últimos, pueden localizarse en el piso o en las paredes del hogar.

Caja de Humo.

Es el espacio comprendido entre la última hilera de tubos de la zona convectiva y la contracción de la chimenea o ducto de salida de los gases de deshecho.

Su función es comunicar ambas partes del equipo y evitar que el flujo de material gaseoso se desvíe de su recorrido.

El nombre de "Caja de Humo" se debe a que en este espacio convergen los gases producidos en la combustión formando una verdadera nube de humo.

En muchas ocasiones se reduce gradualmente su sección transversal hasta empatar con la base de la chimenea.

Caja de Cabezales.

Son unos comportamientos instalados en las partes extremas de las zonas de convección y radiante en los cuales quedan comprendidos los accesorios (codos y pliegues) de los tubos por donde se circula el fluido de proceso. Las puertas de la caja de cabezales pueden removerse para efectuar tareas de inspección y mantenimiento, por lo que conviene que no queden obstruidas por otras tuberías o partes de la planta.

Plataformas.

Las plataformas son estructuras metálicas instaladas en las partes laterales del equipo que funcionan como rutas de acceso para el personal operativo y de mantenimiento. Las plataformas se extienden a todos los lugares y niveles del calentador.

Puertas de Explosión.

Son dispositivos de seguridad ubicados en lugares sujetos a posibles efectos de sobre presión. Se diseñan para relevar a una presión de ajuste o en caso de explosiones apreciables en la parte interna del equipo. Su forma de apertura es análoga a lo de un disco de ruptura.

Puertas de Observación.

Son pequeñas puertas localizadas especialmente en los niveles medio e inferior de la sección radiante. Son utilizadas por los operadores para revisar el funcionamiento del horno (tamaño y color de flamas, coloración de la tubería, etc.).

Mampara.

Es una placa lisa de acero ubicada sobre la "Caja de Humo" del calentador. Está soportada por un eje en torno al cual gira. Se cuenta con unos cables controladores adaptados a los extremos de la mampara que se extienden hasta el nivel de piso, de donde el operador los manipula manualmente, dando así el paso necesario a los gases de combustión que se deshechan por la parte alta del equipo.

Refractario.

Es un material aislante que forma parte de la carcasa del Calentador a Fuego Directo. Este material resiste la acción del fuego sin cambiar de estado físico y sin descomponerse. La idea de su instalación es disminuir las pérdidas de calor en el sistema, aprovechándose lo mejor posible la energía calorífica generada en la combustión.

II.2.2.- Clasificación.

Existen algunas clasificaciones que permiten distinguir los Calentadores a Fuego Directo utilizados en la Industria Química. Entre las más comunes está la que se realiza en base al servicio que proporciona al fluido de proceso y la que se efectúa de acuerdo a la for

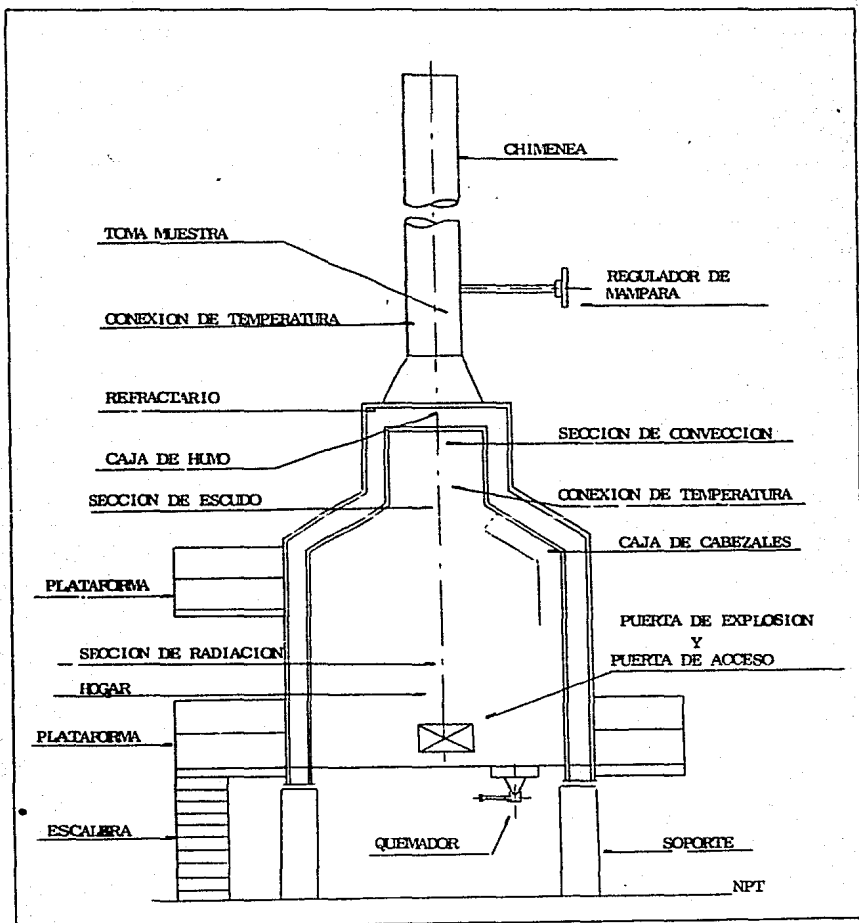


Figura II.4.- Partes Básicas de un CAFD.

ma geométrica del equipo.

II.2.2.1.- Clasificación de Calentadores a Fuego Directo base
da en el servicio que proporcionan al fluido de proceso.

II.2.2.1.a.- Calentadores.

La operación de estos equipos consiste en suministrar calor a la corriente de proceso con el propósito de calentarla o evaporarla (parcial o totalmente), sin que se registren cambios químicos en ella. Como ejemplo de este tipo de unidades se tienen los calentadores de Gasolina, rehervidores de columnas de destilación, sobrecalentadores de vapor y calentadores de gas. Las Figuras II.5 y II.6 ejemplifican esta clase de equipos:

II.2.2.1.b.- Calentadores de "Cracking".

Son utilizados en las operaciones de descomposición térmica con el objeto de obtener productos específicos o compuestos de mayor calidad para el uso industrial. Como ejemplos representativos se tienen los productores de Olefinas, Reductores de Viscosidad, entre otros, Figura II.7.

II.2.2.1.c.- Hornos Reformadores.

En este tipo de equipos se verifican reacciones químicas catalizadas muchas veces dentro del serpentín, y en otras, en cámaras de reacción con lecho catalítico, colocadas en la parte lateral del horno.

Tales calentadores están constituidos generalmente de varias celdas, las cuales operan a diferente temperatura, que aumenta (de celda a celda) conforme el fluido de proceso pasa através

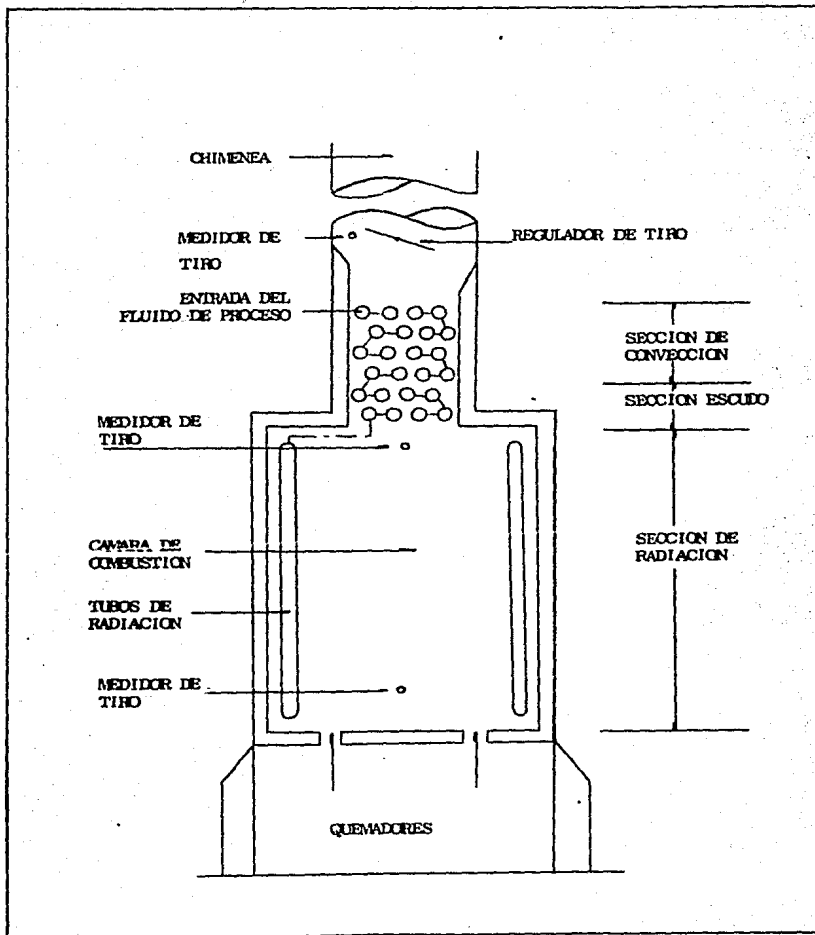


Figura II.5.- Calentador de Carga (Tubos Verticales)

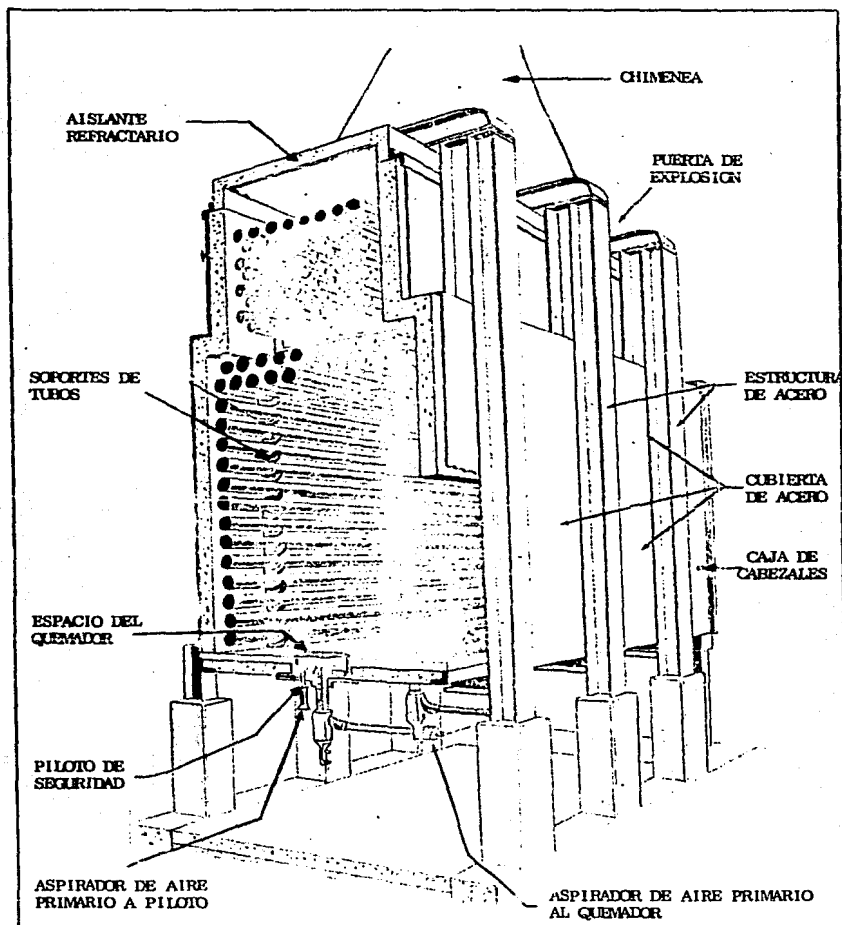


Figura 11.6.- Calentador de Gasolina (Tubos Horizontales).

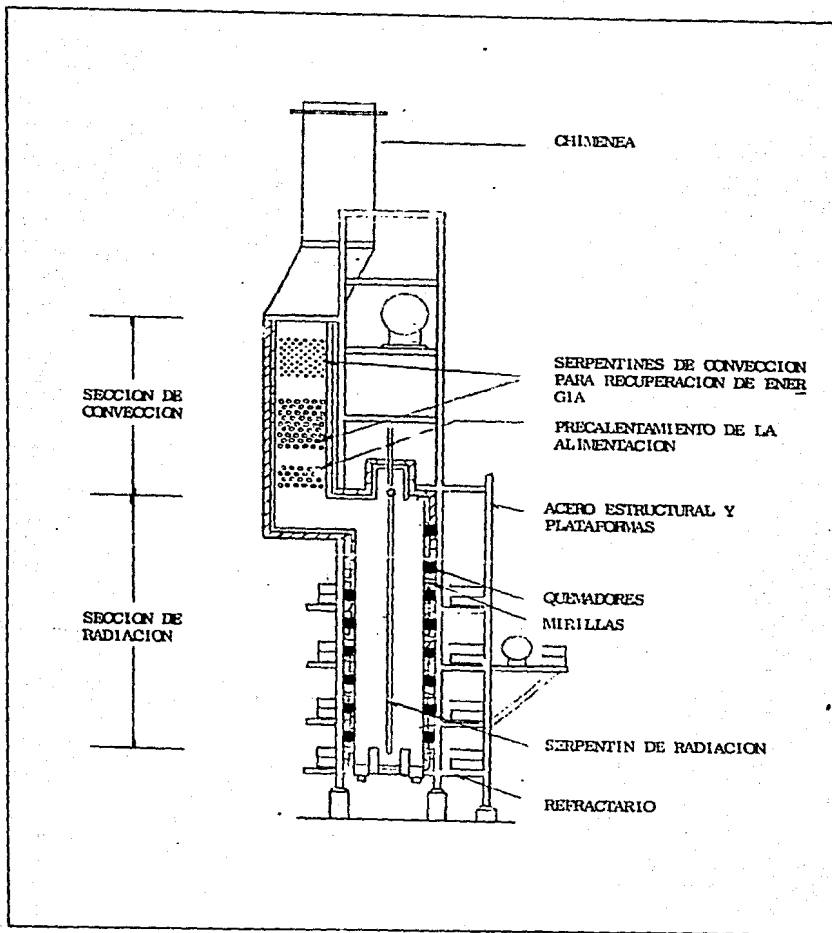


Figura II.7.- Calentador de "Cracking".

de ellas, buscando con ésto que la reacción alcance el grado de conversión deseada. La Figura 11.8 muestra un Horno reformador, utilizado en la industria petrolera.

11.2.2.2.- Clasificación de Calentadores a Fuego Directo basada en su forma geométrica.

En la actualidad la manera más utilizada para distinguir entre los diferentes tipos de calentadores es la que considera su forma geométrica. En la Tabla 11.1 se presenta esta clasificación.

Equipo	SECCION	
	Convección	Radiación
Cilíndrico Verticales	Tubos	Tubos
	Helicoidales	Helicoidales
	Tubos	Tubos
	Horizontales	Horizontales
Rectangular Horizontales	Tubos	Tubos
	Horizontales	Verticales Horizontales

TABLA 11.1.- Clasificación de Calentador a Fuego Directo conforme a su forma geométrica.

11.2.2.2.a.- Calentadores a Fuego Directo Verticales.

Cilíndrico vertical con serpentín helicoidal en la sección radiante y convectiva (Tipo Paquete). En estas unidades el serpentín se arregla en forma helicoidal desde la sección de radiación hasta la de convección, en tanto que los quemadores están localizados en el piso.

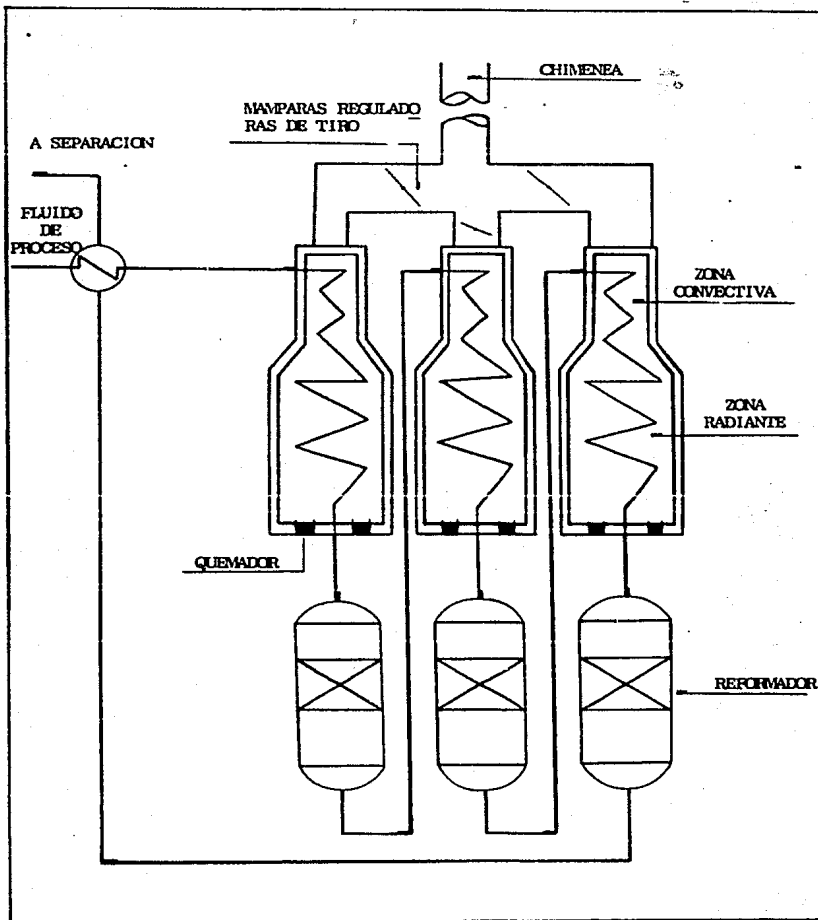


Figura II.8.- Horno Reformador.

Este tipo de diseños resultan económicos y muy eficientes. La idea de arreglar el serpentín en forma helicoidal es probar un segundo paso de los gases de combustión en la parte externa del helicoides, maximizando con esto el uso de la superficie de calentamiento disponible (Figura II.9). Las cargas térmicas que manejan estos equipos son de 250000 o más Btu/hr.

Cilíndrico Vertical con Sección de Flujo Cruzado.

Cuentan con quemadores instalados en forma vertical a partir del piso. El serpentín de tubos de la zona radiante está dispuesta en un arreglo vertical a lo largo de las paredes de la cámara de combustión, mientras que el de la sección de convección se distribuye en forma de banco horizontal, instalado arriba de la cámara de combustión. Esta configuración proporciona un diseño económico de alta eficiencia, requiriendo además de una disponibilidad de área mínima.

Es conveniente señalar que el rango de cargas térmicas que manejan tales equipos es del orden de 10 a 200 MM Btu/hr.

Horno con tubos verticales, hilera única y doble quemado.

En esta clase de unidades los tubos radiantes verticales se arreglan en una sola hilera en cada celda de combustión (generalmente cuentan con dos celdas), y son calentados por quemadores instalados en las partes laterales. Estos arreglos proporcionan una distribución altamente uniforme del calor en torno a la superficie externa de los tubos, por lo que de todos los equipos verticales, es el más caro en cuanto a su diseño y construcción. Figura II.11.

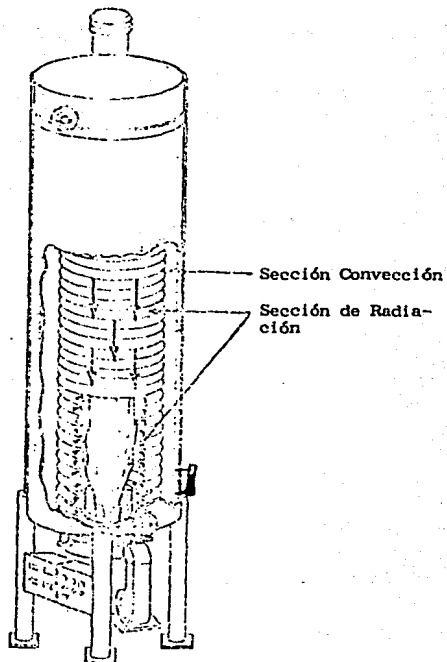


Figura II.9.- CAFD, Cilíndrico Vertical (Tipo Paquete)
Serpentín Helicoidal.

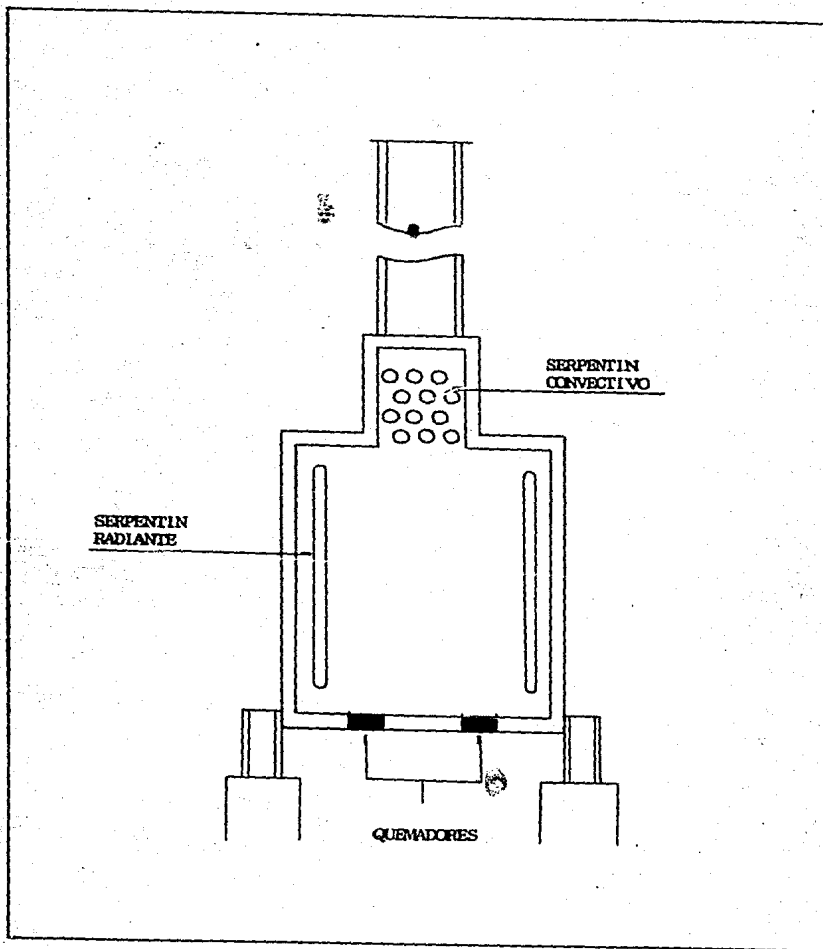


Figura 11.10.- CAED Cilíndrico Vertical con Flujo Cruzado en la Sección de Convección.

En adición a los hornos de dos celdas, hay diseños que cuentan con solo una, y pueden tener varias filas de tubos, con quemadores colocados en hileras a nivel de piso del calentador.

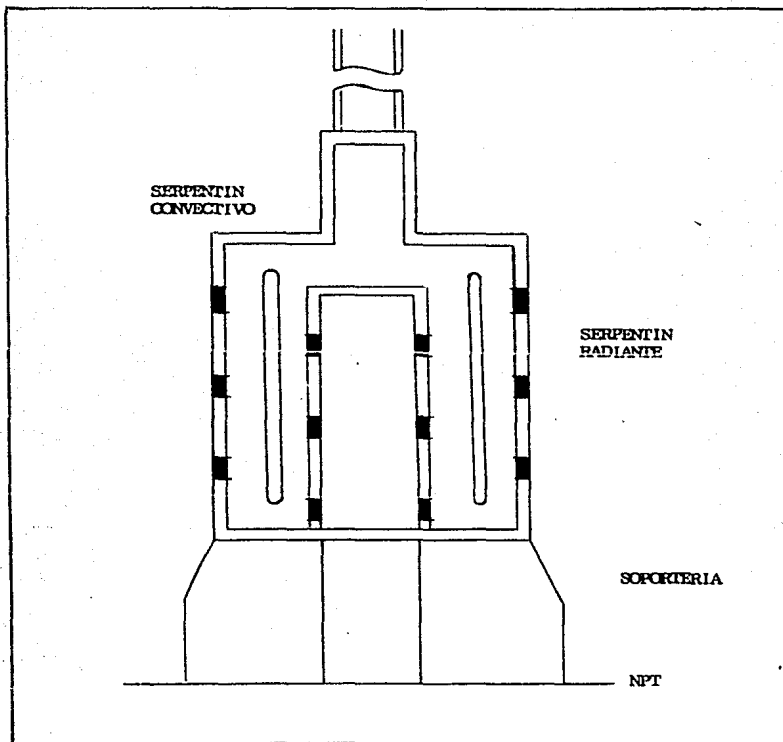


Figura 11.11.- Calentador de Tubos Verticales, Unica Hilera y Doble Quemado.

II.2.2.2.b.- Calentadores a Fuego Directo Horizontales.

De cabina con tubos horizontales, con hombro a 45°.

En este tipo de Calentadores, el serpentín de tubos de la sección de radiación se acomoda horizontalmente en las partes laterales de la cámara de combustión. Adicionalmente, el serpentín de la sección de convección se instala en forma de un banco de tubos horizontales, arriba de la cámara de combustión. Figura II.12.

Conviene señalar que este diseño es económico y eficiente, por lo que se utiliza en un gran número de plantas de proceso de reciente creación.

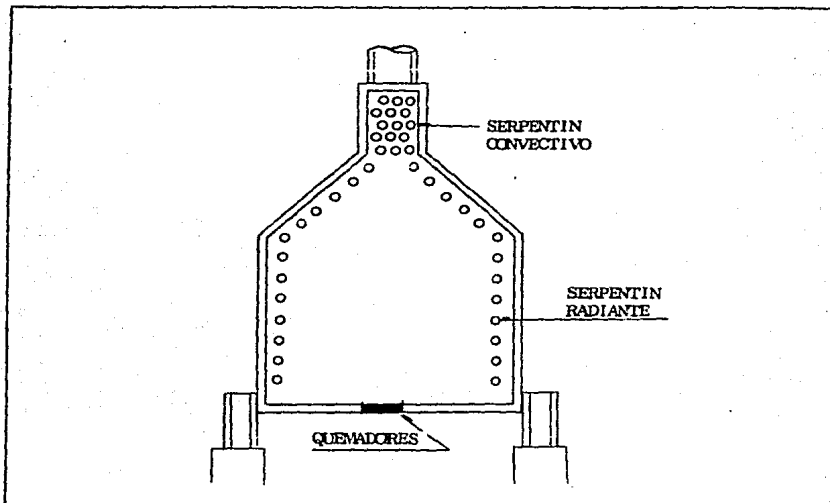


Figura II.12.- CAFD Tipo Cabina y Hombro a 45°.

De cabina con tubos horizontales y hombro horizontal (dos celdas).

Sus características son análogas al equipo antes descrito, solo que éste cuenta con dos celdas y hombros horizontales. Normalmente el calentamiento es vertical a partir del piso.

Es un diseño económico, eficiente, y proporciona cargas térmicas de 100 a 250 MM Btu/Hr. Ocasionalmente, con el propósito de proporcionar mayores cargas térmicas, se hacen diseños que incluyen hasta 4 cámaras de radiación.

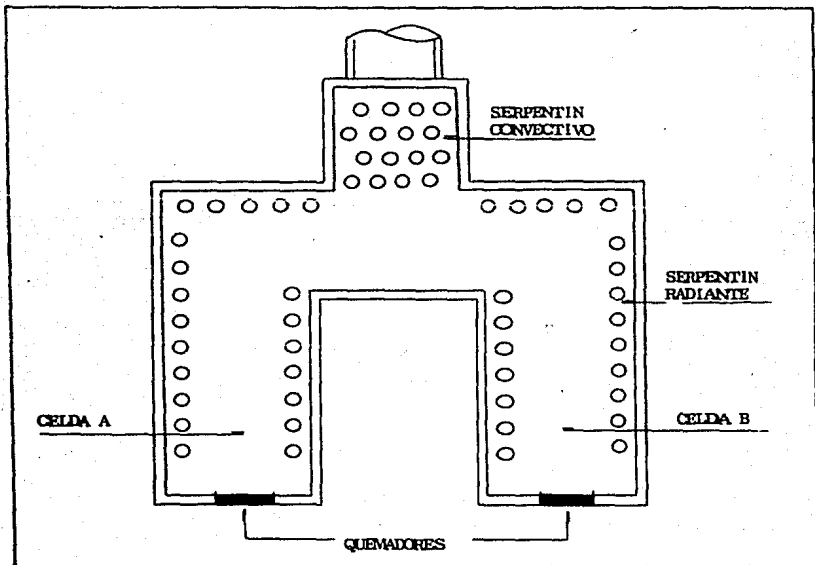


Figura II.13.- CAFD Tipo Cabina con Tubos Horizontales y Hombro Horizontal (Dos Celdas).

Existen otros modelos utilizados en algunas unidades de proceso que presentan una configuración análoga a la anterior, solo que cuentan con una cámara de doble combustión que les permite incrementar su capacidad.

Adicionalmente, la Figura II-14A,B, esquematiza otros diseños de menor aplicación industrial.

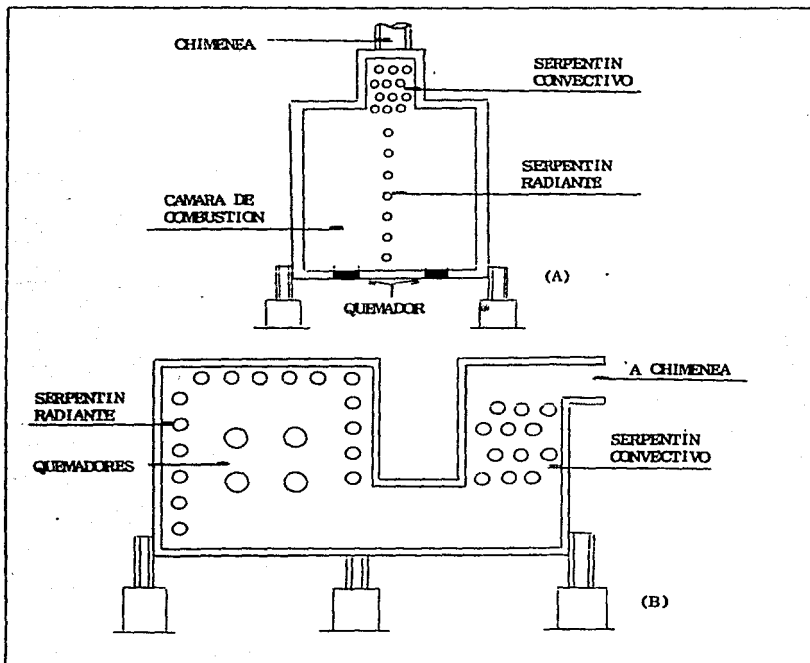


Figura II.14 A, B.- CAFD de Cabina con Tubos Horizontales, Hilera Central y CAFD de Caja, Quemado en el Extremo y Sección de Convección Lateral. - 30 -

PARTIE III.- SISTEMAS DE MANEJO DE COMBUSTIBLE.

III.1.- Generalidades.

III.1.1.- Definición.

Un sistema de manejo de combustible, puede definirse como un arreglo de equipos, líneas y dispositivos (de quemado, control y seguridad) utilizados para el almacenamiento, acondicionamiento y distribución de algún tipo de combustible, requerido en los equipos de calentamiento a fuego directo de una planta. De estos sistemas depende en gran medida la verificación de un eficiente quemado del combustible y aceptable liberación de calor en el proceso de combustión.

III.1.2.- Combustibles.

En forma genérica, se denomina combustible a cualquier sustancia que al quemarse es capaz de producir una apreciable cantidad de calor, el cual, puede transmitirse a algún material que lo requiera. La mayoría de combustibles contienen Carbón, Hidrógeno y algunas veces Azufre.

III.1.2.a.- Etapas del Fenómeno de Combustión.

En términos generales, se puede decir que un proceso de combustión consta de tres combinaciones:

- Carbón + Oxígeno → Dióxido de Carbono + Calor.
- Hidrógeno + Oxígeno → Vapor de Agua + Calor.
- Azufre + Oxígeno → Dióxido de Azufre + Calor.

Evidentemente, una combustión eficiente será el resultado de un mezclado adecuado y completo quemado de las cantidades este - queométricas exactas de Oxígeno y combustible, que intervienen en la reacción.

III.1.2.b.- Variantes en la Combustión.

Exceso de Aire: Si se suministra al proceso de combustión demasiado Oxígeno (Aire en exceso), se dice que la mezcla está desbalanceada. Esto trae como resultado la formación de una flama corta y clara. Pero, de ninguna manera, el exceso de oxígeno provocará una combustión incompleta.

Exceso de Combustible: Inversamente a lo anterior, si se suministra al proceso un exceso de combustible, se dice que la mezcla es rica, y que el fuego se reduce. Esto trae como consecuencia que la flama tienda a amplearse y despedir humo. El fenómeno es comúnmente llamado "Combustión Incompleta", debido a que no todo el combustible se quema, a causa de la insuficiencia de oxígeno.

La tabla III.1 enlista las proporciones apropiadas para la combustión completa de algunos combustibles típicos:

Efecto de la humedad de los combustibles.

Las fracciones líquidas de destilación del petróleo usadas como combustible para los Calentadores a Fuego Directo, contienen ocasionalmente cantidades apreciables de humedad.

El gas natural usado como combustible, normalmente contiene humedad que prácticamente es despreciable y su efecto en las pérdidas de calor es casi nulo.

Combustible	Vol O ₂ Vol de combustible	Vol Aire Vol de combustible	Peso de O ₂ Peso de combustible	Peso de Aire Peso de combustible	ft ³ O ₂ lb de combustible	ft ³ Aire lb de combustible	m ³ O ₂ kg de combustible	m ³ Aire kg de combustible
Acetileno, C ₂ H ₂	2.5	11.9	3.08	13.3	36.5	174	2.28	10.8
Benceno, C ₆ H ₆	7.5	35.7	3.08	13.3	36.5	174	2.28	10.8
Butano, C ₄ H ₁₀	6.5	31.0	3.59	15.5	42.5	203	2.65	12.6
Carbón, C	-	-	2.67	11.5	31.6	150	1.97	9.39
Monóxido de C, CO	0.5	2.34	0.571	2.46	6.76	32.2	0.422	2.01
Etano, C ₂ H ₆	3.5	16.7	3.73	16.1	44.2	210	2.76	13.1
Hidrógeno, H ₂	0.5	2.35	8.0	34.5	94.7	451	5.92	28.2
Sulfuro de H, H ₂ S	1.5	7.15	1.41	6.08	16.7	79.5	1.04	4.97
Metano CH ₄	2.0	9.53	4.0	17.2	47.4	226	2.96	14.1
Naftaleno C ₁₀ H ₈	12.0	57.2	3.0	12.9	35.5	169	2.22	10.6
Octano C ₈ H ₁₈	-	-	3.51	15.1	41.8	198	2.60	12.4
Propano C ₃ H ₈	5.0	23.6	3.64	15.7	43.1	206	2.67	12.8
Propileno	4.5	21.6	3.43	14.8	40.6	193	2.54	12.1
Azufre S	-	-	1.00	4.34	11.8	56.4	0.74	3.52

Tabla III-1. Cantidades apropiadas para la perfecta combustión de combustibles.
(Ref. 1)

Cantidades considerables de humedad ocasionarán - pérdidas de calor, debido a que una parte del calor liberado por el combustible calentará el agua contenida, la evaporará y sobrecalentará a - la temperatura de los gases de combustión, lo cual ocasiona una disminu- ción en el potencial térmico para transmitir calor.

Los altos contenidos de humedad en el combustible, pueden formar taponés de vapor en la cámara de combustión, ocasionando - inestabilidad en la flama, derrames de combustible e incluso el apagado del quemador; de tal manera que saber la composición de nuestro combusti- ble nos sirve de herramienta para obtener una buena combustión.

Aire teórico requerido.

El aire teórico es un factor básico en la combus- tión, su control es determinante para el mejor aprovechamiento del ca- lor liberado durante la misma.

Los combustibles solo pueden ser quemados satisfac- toriamente cuando existe exceso de aire para la combustión. Este exceso depende de los siguientes factores:

- Estado físico del combustible.
- Viscosidad (si es líquido).
- Impurezas del combustible.
- Condiciones de diseño del quemador y de la misma cámara de combustión. (3)

A continuación se presenta la tabla III.2 que muestra los rangos nor- males de exceso de aire para los combustibles mas empleados, expresán- dose éstos, como porcentaje del aire teórico necesario.

Tabla III.2.

Combustible líquido	aceite	% 15-30
Combustible gaseoso	gas natural	% 10-20
	gas de refinería	% 15-25

Es de hacerse notar que cuando se manejen cargas térmicas menores a las de diseño u operación, se deben utilizar generalmente porcentajes mayores de exceso de aire.

Si la operación del equipo de calentamiento es normal, el exceso de aire empleado deberá ser el mínimo con objeto de evitar mayores pérdidas de calor en el flujo de gases que van a chimenea.

Para prevenir estas pérdidas, se debe hacer un análisis de los gases de combustión, que nos indique indirectamente el exceso de aire, ya que entre mayor sea el exceso, aumentarán las pérdidas desde la chimenea hacia el medio ambiente.

La tabla III.3 nos muestra el incremento de las pérdidas de calor con exceso de aire a temperaturas de gases arriba de 450 °F (tabla basada en un exceso de aire del 10%).

Temp. de chimenea °F	Pérdidas de calor por la chimenea BTU/mol	Incremento de las Pérdidas de calor sobre 450 °F
450	2 896	---
550	3 651	26%
650	4 451	53%
750	5 260	81%

Tabla III.3.

III.2.- Tipos de Combustible.

Se han elaborado varias clasificaciones de una amplia gama de combustibles existentes, sin embargo, la que se efectúa en base al estado físico del material, es la más simplificada y por ende la más ampliamente utilizada. A continuación se presentará tal clasificación:

III.2.1.- Combustibles Sólidos.

Esta clase de combustibles pueden encontrarse en la naturaleza en forma "natural" o artificial, predominando sin lugar a duda los primeros. Entre sus características más importantes se incluye: el poder calorífico, el contenido de materia volátil, el contenido de cenizas y el contenido de humedad.

En México, ésta clase de materiales han pasado a segundo término debido a la gran disposición que existe de los combustibles líquidos y gaseosos existentes, y a las dificultades de manejo que presentan.

III.2.2.- Combustibles Líquidos.

La gran mayoría de combustibles líquidos son productos derivados del petróleo, y se manejan como mezclas de hidrocarburos. Desde un punto de vista teórico, el conocimiento del porcentaje de Carbón e Hidrógeno es muy útil para determinar los requerimientos de aire para quemado. Como regla general, se puede decir que los aceites combustibles contienen de (83 a 88%) en peso de Carbón y de (6 a 12%) de Hidrógeno. Para poder determinar el porcentaje de cada elemento químico que compone a un combustible líquido, se debe efectuar un análisis riguroso. La tabla III.4 a y b proporciona en forma preliminar algunos resultados a este respecto, adicionando además algunos datos comparativos de diversos combustibles líquidos, sólidos y gaseosos.

Tabla III.4a, b.- Datos comparativos de algunos Combustibles Típicos.

Análisis en % peso

	Relación C/H	C TOTAL	H TOTAL	Sp. Gr. Relativa al Agua ⁽¹⁾ Relat. al Aire ⁽²⁾	C		N	
					Disponible/Total	Disponible		
Gas de Altos Hornos	56.00			1.02		5.6/15.8	0.1	
Gas Natural	3.08			0.60		69.4/69.4	22.5	
Propano	4.43			1.55 ⁽³⁾		81.6/81.6	18.4	
Butano	5.10			2.00 ⁽³⁾		83.6/83.6	16.4	
Metanol	1.50			0.79		18.8/37.5	12.5	
Gasolina	5.94			0.73		85.5/85.5	14.4	
Comb. líquido destilado No. 1.	6.51			0.814		86.6/86.6	13.3	
Comb. líquido destilado No. 2	6.98			0.865		87.3/87.3	12.5	
Aceite combustible No. 4	7.45			0.910		86.4/86.4	11.6	
Aceite combustible residual No. 5	8.29			0.951		88.7/88.7	10.7	
Aceite combustible residual No. 6	9.49			1.013		88.3/88.6	9.3	
Carbón Bituminoso	16.00			-6--9		/80.1	5.0	
Antracita	33.60			-7--9		/80.6	2.4	
Coque	106.00			-4--5		/85.0	0.8	

- 1) Multiplicar por 0.0765 para obtener lb/ft³, por 1.226 para obtener kg/m³.
- 2) Multiplicar por 62.43 para obtener lb/ft³, por 8.34 para obtener lb/galón, por 1000 para obtener kg/m³.
- 3) Varía con el tipo de equipo y proceso utilizado.
- 4) El contenido de azufre puede variar de 0.4 a 3.5% dependiendo de la fuente, refinería.
- 5) En el estado líquido, la densidad (g/cm³), relativa al agua es de 0.509 para propano y 0.582 para butano.
- 6) Multiplicar BTU/SCP de aire por 8.9 para obtener Kcal/m³.
- 7) El contenido de azufre puede ser de 1 a 2%.

	Poder de Calentamiento		RTH/SCP Aire(e)	Peso de Aire Peso de Combustible	Peso de Productos de Combustión			
	BTU/lb BRUTO	NETO			CO ₂	H ₂ O	N ₂	TOTAL
Gas de Altos Hornos.	1179.0	1079.0	135.3	0.57				
Gas Natural.	21830.0	19695.0	106.1	15.73	0.59	0.01	1.08	1.67
Propano.	21573.0	19883.0	107.5	15.35	2.55	2.03	12.17	16.75
Butano.	20810.0	19183.0	106.1	15.00	3.01	1.62	12.01	16.64
Metanol.	9700.0	8400.0	106.4	6.47	3.04	1.53	11.82	16.39
Gasolina.	20100.0	18790.0	104.6	14.80	1.33	1.13	4.97	7.48
Comb. líquido destilado No.1.	19423.0	18211.0	102.1	14.55	3.14	1.30	11.36	15.80
Comb. líquido destilado No.2.	18993.0	17855.0	101.2	14.35	3.17	1.20	11.10	15.48
Aceite Combustible No. 4	18844.0	17790.0	103.0	13.99	3.20	1.12	10.95	15.27
Aceite Combustible residual No. 5.	18909.0	17929.0	104.2	13.88	3.16	1.04	10.68	14.92
Aceite Combustible residual No. 6.	18126.0	17277.0	103.2	13.44	3.24	0.97	10.59	14.81
Carbón Bituminoso.	14030.0	7795.0	99.3	10.81	3.25	0.84	10.25	14.36
Antracita.	12680.0	7045.0	97.8	9.92	2.94	0.49	8.26	11.71
Coque.	12690.0	7051.0	96.2	10.09	2.96	0.22	7.58	10.78
					3.12	0.07	7.73	10.94

	C Disponible/Total	N Disponible	S	O	N	CENIZAS	HUMEDAD
1.02	5.6/15.8	0.1	(3)	27.3	56.8	(3)	(3)
0.50	69.4/69.4	22.5	(8)	0.0	8.1	0.0	0.0
1.55 ³⁾	81.6/81.6	18.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
2.00 ³⁾	83.6/83.6	16.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
0.79	18.8/37.5	12.5	-	50.0	-	-	-
0.73	85.5/85.5	14.4	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0
0.814	86.6/86.6	13.3	0.14	-	-	-	-
0.865	87.3/87.3	12.5	0.21	-	-	-	-
0.910	86.4/86.4	11.6	1.95	-	-	0.018	0.2
0.951	88.7/88.7	10.7	0.57 ⁴⁾	-	-	0.02	0.4
1.013	88.3/88.6	9.3	0.85 ⁴⁾	0.7	0.3	0.04	0.2
.6-.9	/80.1	5.0	1.0	5.2	0.0	7.2	3.1
.7-.9	/80.6	2.4	1.1	5.9	0.0	9.5	5.2
.4-.5	/85.0	0.8	1.0	1.2	1.3	10.7	0.8

kg/m³.
/galón, por 1000 para obtener kg/m³.

fuente, refinería
0.509 para propano y

Peso de Aire Peso de Combustible	Peso de Productos de Combustión Peso de Combustible			
	CO ₂	H ₂ O	N ₂	TOTAL
0.57	0.59	0.01	1.08	1.67
15.73	2.55	2.03	12.17	16.75
15.35	3.01	1.62	12.01	16.64
6.47	3.04	1.53	11.82	16.39
14.80	1.33	1.13	4.97	7.48
14.55	3.14	1.30	11.36	15.80
14.35	3.17	1.20	11.10	15.48
13.99	3.20	1.12	10.95	15.27
13.88	3.16	1.04	10.68	14.92
	3.24	0.97	10.59	14.81
13.44	3.25	0.84	10.25	14.36
	2.94	0.49	8.26	11.71
10.81	2.96	0.22	7.58	10.78
9.92	3.12	0.07	7.73	10.94
10.09				

Tomando en consideración que las propiedades físicas de los combustibles líquidos tienen un impacto significativo en el diseño y operación de sus sistemas de manejo, conviene por lo tanto definir sus propiedades más importantes:

Densidad Relativa: Es una propiedad de los combustibles líquidos convencionales. Se especifica para diferentes escalas de unidades. Entre las más comunes se cuenta la API (American Petroleum Institute), que toma como base el peso relativo de agua y del aceite, - medidos a 60°F.

La densidad relativa de los combustibles líquidos - cambia con la temperatura, debido al fenómeno de expansión o contracción térmica. Sin embargo, esta propiedad puede especificarse en cualquier escala, siempre y cuando se tome una temperatura de referencia, la cual normalmente de 60°F. Así mismo, la simple determinación de la densidad relativa es fundamental para evaluar otras propiedades de este tipo de combustibles.

Viscosidad: La viscosidad de un fluido es una medida de la resistencia interna a el flujo. Un aceite con viscosidad - elevada tiende al estado sólido, y por ello no fluye con facilidad, como lo hace cualquier aceite de viscosidad reducida. Por esta razón, los combustibles de alta viscosidad ocasionan elevados costos de bombeo y difícil operación de atomizado. Al igual que la densidad relativa, - los datos de viscosidad se reportan en distintas unidades. La tabla II (apéndice A) proporciona los factores de conversión de varias escalas - de viscosidad frecuentemente utilizadas.

Conforme la temperatura del combustible se incrementa, su viscosidad se abate y su dificultad al flujo es menor. Por esta razón los aceites pesados se calientan previamente a su distribución.

La Figura III.1 muestra el efecto de la temperatura sobre la viscosidad para algunos combustibles típicos. El manejo de la figura es muy simple, ya que si se conoce la viscosidad de algún aceite en particular (a dos temperaturas diferentes), solo se debe trazar una línea recta que interseque ambos puntos, para así obtener sus relaciones de temperatura y viscosidad.

Así mismo la tabla III.5 enlista las viscosidades y temperaturas preferentemente manejables de los combustibles típicos.

Figura III.1.- Relaciones Viscosidad - Temperatura para varios combustibles líquidos.

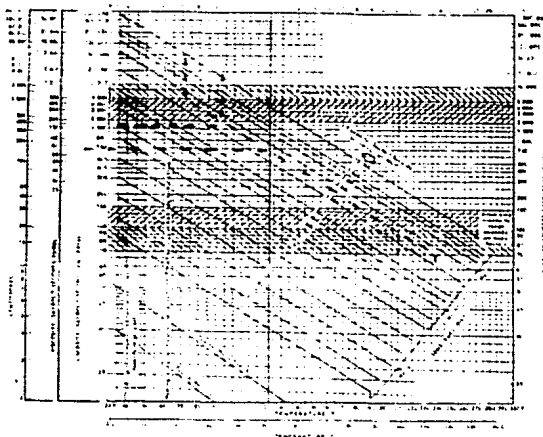


Tabla III.5.- Información Viscosidad - Temperatura para la selección de Aceites combustibles. Las 3 columnas enlistan las temperaturas requeridas para reducir la viscosidad a niveles requeridos para un fácil bombeo (2000 SSU), para atomización (100 SSU), y para fácil atomización (70 SSU).

Temperatura del Aceite Requerida °F, °C		Viscosidad Cinemática		
		2000SSU 40°Cs	100SSU 20.7°Cs	70SSU 18.2°Cs
6 mm	10000 SSU	100	2631	3147
8 mm	10700	110	2500	2900
10 mm	11400	120	2370	2650
12 mm	12100	130	2240	2400
14 mm	12800	140	2110	2150
16 mm	13500	150	1980	1900
18 mm	14200	160	1850	1650
20 mm	14900	170	1720	1400
22 mm	15600	180	1590	1150
24 mm	16300	190	1460	900
26 mm	17000	200	1330	650
28 mm	17700	210	1200	400
30 mm	18400	220	1070	150
32 mm	19100	230	940	0
34 mm	19800	240	810	0
36 mm	20500	250	680	0
38 mm	21200	260	550	0
40 mm	21900	270	420	0
42 mm	22600	280	290	0
44 mm	23300	290	160	0
46 mm	24000	300	30	0
48 mm	24700	310	0	0
50 mm	25400	320	0	0
52 mm	26100	330	0	0
54 mm	26800	340	0	0
56 mm	27500	350	0	0
58 mm	28200	360	0	0
60 mm	28900	370	0	0
62 mm	29600	380	0	0
64 mm	30300	390	0	0
66 mm	31000	400	0	0
68 mm	31700	410	0	0
70 mm	32400	420	0	0
72 mm	33100	430	0	0
74 mm	33800	440	0	0
76 mm	34500	450	0	0
78 mm	35200	460	0	0
80 mm	35900	470	0	0
82 mm	36600	480	0	0
84 mm	37300	490	0	0
86 mm	38000	500	0	0
88 mm	38700	510	0	0
90 mm	39400	520	0	0
92 mm	40100	530	0	0
94 mm	40800	540	0	0
96 mm	41500	550	0	0
98 mm	42200	560	0	0
100 mm	42900	570	0	0

Combustible	Sp. Gr. (60/60) °F	Rango de Destilación, °F	Frec. de Va por, psi.	Latente BTU/gal para vaporiz.	BTU/gal para calentar 1 gal. T. de Bombeo	BTU/gal para calentar 1 gal. T. de Bombeo	BTU/gal para calentar 1 gal. T. de Bombeo
Acete No. 6	0.965	600-1000	0.054	764	371	996	3619 ⁶⁰
Acete No. 5	0.945	600-1000	0.004	749	133	635	3559 ⁶¹
Acete No. 4	0.902	325-1000	0.232	737	-	313	2725 ⁶²
Acete No. 2	0.849	375-1000	0.019	743	-	-	2704 ⁶³
Kerosina	0.780	256-481	0.039	750	-	-	1303 ⁶⁴
Gasolina	0.733	35-300	0.135	772	-	-	1215 ⁶⁵
Metanol	0.796	148	4.620	471	-	-	523
Butano	0.582	31	31	808	-	-	976 ⁶⁶
Propano	0.509	-44	124	785	-	-	963 ⁶⁷

Tabla III-6.- Requerimientos de Calentamiento para productos derivados del Petróleo.

NOTAS

- (3) Máxima temperatura de Bombeo (Para Acete No. 6, T=138°F y 72°F para acete No. 5)
- (4) Máxima temperatura de Atomización (295°F para Acete No. 6 y 210°F-Acete No. 5 y 125°F-Acete No. 4).
- (5) Calculado para punto de ebullición medio de los rangos de destilación, de columna 3.
- (6) Incluye el calor latente mas el sensible del vapor calentado al punto de ebullición 260°F.

Puntos de Ignición y Quemado: Las temperaturas a las que se manejan los combustibles son relativamente elevadas, por esta razón, están propensos a acumular vapor sobre su superficie. Si en determinado momento el vapor está suficientemente concentrado, se correrá el riesgo de que cualquier chispazo lo encienda. La temperatura más baja a la que ocurre el encendido, se conoce como "punto de ignición".

El punto de quemado queda determinado por la temperatura a la cual la flama se mantiene estable, al menos durante algunos segundos.

Estos puntos son muy útiles para elaborar la clasificación de los combustibles ligeros, además, son de sumo interés para el efecto de diseño de los recipientes que almacenarán tales materiales.

Punto de Vaciado: Cuando una muestra de combustible líquido se enfría gradualmente hasta alcanzar una temperatura a la cual no fluye, se dice entonces que el fluido a llegado a su "Punto de Vaciado". Esta propiedad depende principalmente de la cantidad y tipo de parafina contenida en el combustible.

La tabla III.7 compara los estándares comerciales de algunos combustibles líquidos. Estos se especifican en términos de las propiedades físicas antes mencionadas.

Grado de Aceite ASTM	Punto de ignición (vaciado) °F	Agua y S ₂ disuelto % volumen	Residuos de carbón sobre 10% en el fondo	Cenizas % en peso	Temperatura de destilación °F		Viscosidad Cinética				% API	% de Azufre (Máx)		
					10% Máx.	90% Máx.Min.	SSU a 100°F		CS a 122°F				CS a 100°F 122°F	
							Min (Máx)	Min (Máx)	Min (Máx)	Min (Máx)			Min (Máx)	Min (Máx)
No.1	100 (0)	Trace	0.15	-	420	550 -	-	-	1.4	-	35	(0.5)		
No.2	100 (20)	0.05	0.35	-	-	640 540	32.6	-	2.0	-	30	(0.5)		
No.4	130 (20)	0.05	-	0.1	-	-	45.0	-	5.8	-	-	-		
No.5	130 ligero (-)	1.00	-	0.1	-	-	150	-	32	-	-	-		
No.5	130 pesado (-)	1.00	-	0.1	-	-	350	23	75	42	-	-		
No. 6	150 (-)	2.00	-	-	-	-	900	45	198	92	-	-		
							(9000)	300	1980	(638)				

Tabla III.7.- Especificaciones de algunos aceites combustibles.

En México, entre los combustibles líquidos de mayor grado de aplicación destacan la Querosina y el Diesel como combustibles ligeros, y el Combustoleo como pesado.

El Diesel y la Querosina se utilizan frecuentemente en maquinarias de combustión interna. Debido a sus bajas viscosidades, su almacenamiento y distribución es muy simple, ya que no requiere de sistema de calentamiento. Contrariamente a ésto, el Combustoleo presenta una viscosidad relativamente elevada a condiciones normales. Entre los líquidos, es el más utilizado en las plantas de proceso como "Servicio Auxiliar" para equipos de Calentamiento a Fuego Directo, gracias a su gran disposición, pero, debido a su elevada viscosidad, es preciso someterlo a un calentamiento previo a su uso. La tabla III.8 proporciona algunos datos específicos del Diesel y Combustoleo, obtenidos en algunas refinерías del país.

COMBUSTIBLE	PESO ESPECIFICO	PODER CALORIFICO SUPERIOR CAL/g	VISCOSIDAD S.Pa 50°C	AGUA Y SEDI-MENTOS(% PESO)	AZUFRE TOTAL % PESO	% CENIZAS (PESO)
DIESEL	(1)	0.84	10900	40	TRAZAS	-
	(2)	0.865	10750	40	TRAZAS	-
	(3)	0.85	10700	40	TRAZAS	-
	(4)	0.84	10900	40	TRAZAS	-
COMBUSTOLEO	(1)	0.975	10100	150	0.2	-
	(2)	0.98	10200	280	0.4	0.05
	(3)	0.98	10200	250	0.2	0.20
	(4)	0.989	10050	485	0.3	-

- (1) Refinería de Azcapotzalco, D. F.
- (2) Refinería de Cd. Madero, Tamps.
- (3) Refinería de Minatitlán, Ver.
- (4) Refinería de Salamanca, Gto.

Tabla III.8. Datos específicos de Diesel y Combustoleo.

III.2.3.- Combustibles Gaseosos.

Son en su gran mayoría hidrocarburos gaseosos en forma simple (Metano) o mezclas. Los Combustibles Gaseosos se definen en base a los compuestos químicos que contienen y son obtenidos por destilación fraccionada a baja temperatura, o por absorción selectiva, siendo usualmente reportados en porciento en volumen.

Poder calorífico: Aún cuando el poder de calentamiento puede calcularse a partir del análisis del gas, es también medido por medio de un calorímetro a presión constante, en el cual el gas se quema en una cámara de combustión en presencia de una chaqueta con agua. La elevación de temperatura registrada en el agua es la medida del calor desprendido por el combustible. El poder calorífico se expresa en Btu/ft³ a condiciones constantes de presión y temperatura. (Normalmente 60 F y - 14.7 psia).

Las tablas III.9 a y b, enlistan las propiedades - de algunos combustibles gaseosos, incluyendo el análisis químico, densidad y poder calorífico.

Tipo de Gas	CH ₄	C ₂ H ₆	H ₂ C ₃	C ₄ H ₁₀	CO	H ₂	CO ₂	O ₂	N ₂
Acetileno Comercial		97.1% C ₂ H ₂	2.5% C ₂ H ₂ O					0.084	0.28
Butano comercial, (gas Mat.)	-	-	6.0	70.7n	-	-	-	-	-
				23.3i					
Butano, (gas de refinería)	-	-	5.0	50.1n	-	-	-	-	-
				16.5i	(28.3% C ₄ H ₈)				
Gas de baja densidad	10.9	2.5	-	6.1	21.9	49.6	3.6	0.4	5.0
Carburado de aceite pesado	13.5	-	-	8.2	26.8	32.2	6.0	0.9	12.4
Gas de combustión de coke	32.3	-	-	3.2	5.5	51.9	2.0	0.3	4.8
Propano, (gas natural)	-	2.2	97.3	0.5	-	-	-	-	-
Propano, (gas de refinería)	-	2.0	72.9	0.8	(24.3% C ₃ H ₆)				

Tabla III. 9a.- Análisis de Típicos Combustibles Gaseosos. (% en Mol o Volumen). (n) n-butano; (i) iso-butano.

Tipo de Gas	D. Esat. (Sp.Gr.)	Poder Calorífico				Poder Calorífico por unidad de volumen de aire std.	
		Bruto*	Neto*	Bruto+	Neto+	-	+
Acetileno Comercial	0.94	1410	1360	12548	12105	115.4	1027
Butano Comercial, (gas Mat.)	2.04	3210	2961	28566	26350	104.9	932.6
Butano, (gas de refinería)	2.00	3184	2935	28334	26119	106.1	944.2
Gas de baja densidad	0.54	536	461	4770	4102	106.1	944.2
Carburado de aceite pesado	0.66	530	451	4716	4013	101.7	905.0
Gas de combustión del coke	0.40	569	509	5064	4530	105.0	934
Propano, (gas natural)	1.55	2558	2358	22764	20984	107.5	956.6
Propano, (gas de refinería)	1.77	2504	2316	22283	20610	108.0	961.1

* Btu/ft³; + Kcal/m³

Tabla III.9b.- Propiedades de los típicos combustibles gaseosos.

En México, entre los combustibles gaseosos disponibles destacan el gas natural, propano, butano y los gases de deshecho, siendo el primero el más ampliamente utilizado en las plantas de proceso, ya que además de ser de disponibilidad ilimitada, es económico. Para su distribución solo se requieren tuberías comerciales, tanques separadores de humedad y cierta instrumentación básica. La flama generada a partir de este gas es limpia y fluida, produciendo un quemado satisfactorio con flujos realmente bajos.

Este material tiene un peso molecular de 16 a 18 (lb/lbmol) y dispone de un poder calorífico superior e inferior de aproximadamente 9220 y 8460 (kcal/m³), respectivamente. La tabla siguiente proporciona su composición aproximada. Ref. (2).

Gas Combustible	
Componente	% Peso
CH ₄	94 a 96.8
C ₂ H ₆	2.5 a 4.0
C ₃ H ₁₈	0.7 a 2.0
Pesados	4 ppm
H ₂ S	4 ppm
Humedad	716 por cada 1X10 ⁶ ft ³ std.

Tabla III.10. Composición Aproximada del Gas Natural.

III.3.- Factores que afectan la Selección del Combustible.

La selección del combustible idóneo para cualquier planta de proceso debe hacerse tomando en cuenta los siguientes factores:

- a) Disponibilidad y envío.
- b) Costo de adquisición.
- c) Eficiencia de combustión.
- d) Costos de operación.
- e) Costo de equipo.

III.3.1.- Disponibilidad.

Antes de analizar cualquier otro factor de selección, se debe definir con claridad qué combustibles existen disponibles en el mercado, y preferentemente en las proximidades a la planta, ya que en muchas ocasiones la disponibilidad es ilimitada, sin embargo, el envío no puede hacerse debido a los obstáculos que se presentan a lo largo de la trayectoria que debe efectuarse para su entrega.

III.3.2.- Costo de Adquisición.

Este punto se refiere concretamente al precio del combustible como tal. En ausencia de algún otro costo. El costo de adquisición se dá en pesos/libra, pesos/pié cúbico o pesos/barril, dependiendo del estado físico del material, y se fija fundamentalmente en base al costo involucrado para su obtención, el poder calorífico que presenta y el precio en el mercado.

III.3.3.- Eficiencia de Combustible.

Es la relación que existe entre la cantidad de combus

tible alimentado al proceso de combustión y la cantidad del mismo realmente quemada (expresada en porcentaje), es decir:

Eficiencia de combustible = $\frac{\text{Masa de combustible realmente quemado}}{\text{Masa de combustible alimentado al proceso}} * 100$

III.3.4.- Costos de Operación.

Están contenidos todos los costos involucrados en el manejo del combustible seleccionado, excluyendo los costos del equipo e instalación. Entre las características se tienen los siguientes:

Costo de: Energía eléctrica
Combustible adicional
Vapor motriz y de Calentamiento
Supervisión
Mantenimiento

Los costos de operación varían ampliamente de acuerdo al tipo de combustible utilizado. Para la mayoría de sólidos y líquidos son considerables ya que los primeros son de difícil manejo y generan excesiva acumulación de cenizas, mientras que los segundos, deben incluir costos de bombeo y calentamiento.

En contraste a lo anterior, dadas las características y propiedades que presentan los combustibles gaseosos, se puede afirmar que garantizan los menores costos de operación.

III.3.5.- Costos de Equipo.

Incluyen los costos de equipo y dispositivos de control, seguridad, manejo, almacenamiento, combustión y reducción de contaminación. Estos son generalmente menores para combustibles ligeros y limpios. Ocasionalmente estos costos incluyen los gastos de instalación.

En muchas plantas, con la premisa de contar con una fuente calorífica capaz de satisfacer todos los requerimientos existentes, se prefiere utilizar dos o más combustibles simultáneamente, o usar uno como base y otro (u otros) como apoyo.

III.4.- Sistema de Manejo de Combustible Líquido.

III.4.1.- Función.

Este sistema tiene como función proporcionar un suministro seguro, constante y regulado de combustible líquido a los quemadores de los equipos de Calentamiento a Fuego Directo de una planta.

El sistema se constituye de equipos propios para el almacenamiento, bombeo y calentamiento del fluido, así como de un circuito de distribución y dispositivos de quemado.

III.4.2.- Partes.

- Equipo para almacenamiento de combustible y dispositivos integrados.
- Circuito de distribución de combustible y equipo asociado.
- Dispositivos de quemado.

III.4.2.a.- Equipo para almacenamiento de combustible y dispositivos integrados.

Con el propósito de almacenar el combustible líquido requerido en alguna planta, es necesario disponer de uno o más tanques de almacenamiento, cuya capacidad deberá ser aquella que garantice a la

planta un suministro continuo de combustible de cuando menos una semana (en ausencia de un nuevo abastecimiento), sobre todo a los equipos de mayor consumo tales como los Calentadores a Fuego Directo. Ref. (3).

De acuerdo al servicio que presta a la planta de proceso, estos recipientes son de tipo "atmosférico", y en base a las clasificaciones existentes, cén dentro de los Recipientes de Balance para líquidos, ya que se emplean para proporcionar capacidad de almacenamiento y garantizar un flujo seguro, relativamente sin fluctuaciones.

Estos recipientes pueden construirse en posición horizontal o vertical ya que no hay ventajas operacionales para ninguna posición. Sin embargo, dado que pueden almacenar grandes cantidades de fluido (grandes capacidades), se les ha tratado de dar una constitución hermética y tendiente a ocupar el menor espacio disponible. La figura - III.2 muestra la geometría típica de los tanques de almacenamiento de combustible líquido, conforme a los códigos de diseño existentes. Ref. (4).

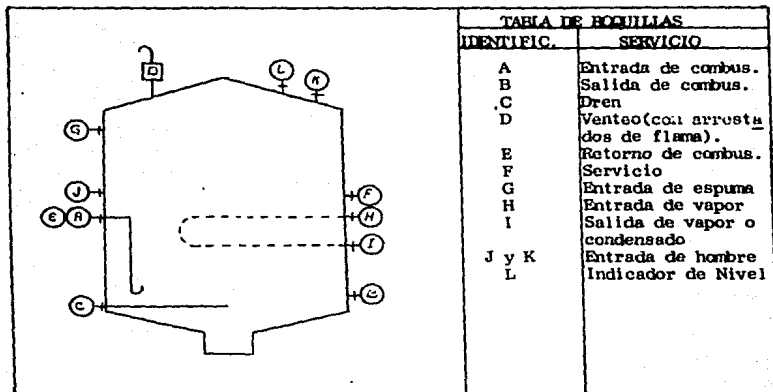


Figura III.2.- Tanque de almacenamiento de combustible líquido.

Estos equipos de almacenamiento, debido a su apreciable capacidad y peso, deben instalarse preferentemente a nivel de piso terminado, y en base al servicio que presentan a la planta, muy cerca de los límites de batería.

La relación Longitud/Diámetro de estos recipientes es - del orden de $0.5 < \frac{L}{D} < 2$, aproximadamente, debido a que estas proporciones verifican la función de almacenamiento.

Dispositivos Integrados.

Línea de Llenado.

Es la línea por donde se recibe la carga de combustible. Esta deberá extenderse poco más abajo de la boquilla de salida y terminar en forma de trampa o sello líquido, de tal manera que no pueda actuar en ningún momento como línea de venteo.

Boquilla de Salida de Combustible.

Deberá instalarse como mínimo a dos pulgadas sobre el fondo del tanque en caso de trabajar con combustibles ligeros. Cuando se manejan combustibles pesados, la distancia será de cuatro pulgadas como mínimo. Lo que se pretende con esto es evitar la posible penetración de agua, mugre y sedimentos al sistema de tuberías de distribución del material.

Línea de Retorno.

Esta línea entrará al tanque de almacenamiento, y en su punto más bajo formará una trampa o sello líquido con la premisa de que en ningún momento actúe como venteo de los vapores formados en caso de que el nivel de líquido caiga por abajo de tal línea.

Si se requiriera elevar el tanque por alguna razón, la línea de retorno deberá proveerse con una válvula check y una de corte manual, para evitar el posible sifoneo de combustible hacia el exterior del equipo, cuando la línea sea puesta en operación.

Líneas de Venteo.

Son utilizadas para desalojar los vapores formados en el tanque. La línea deberá contar con un arrestador de flama y terminar en forma de cuello de ganso para mayor seguridad.

Boquilla de Drenado.

Su función es eliminar los residuos aceitosos, lodos e impurezas acumuladas en el fondo del recipiente de almacenamiento.

Entrada Hombre.

Es una zona de acceso hacia el tanque de almacenamiento a la cual se utiliza para su inspección, mantenimiento y limpieza. La figura III.2 proporciona la lista de boquillas de un tanque de almacenamiento de combustible líquido.

Dispositivos de Calentamiento.

En los climas fríos o cuando se manejan combustibles viscosos, el equipo de almacenamiento debe disponer de algún recubrimiento aislante. Opcionalmente tal recubrimiento puede substituirse por la instalación de calentadores de combustible (controlados termostáticamente) sobre la línea de descarga de combustible, o un serpentín de calentamiento en la parte interior del equipo, por donde se hace circular vapor de media o baja presión como fluido de calentamiento.

Con la implementación de alguno de estos dispositivos se logrará mantener el combustible a una temperatura tal que abata su viscosidad a un valor que le permita circular sin problemas a través del sistema.

La temperatura a la cual el combustible deberá calentarse en el tanque depende básicamente de sus propiedades (punto de vaciado, viscosidad, ignición, etc.). Cabe mencionar que el calentamiento de combustibles líquidos a temperaturas superiores a 150°F puede provocar en determinado momento la destilación de sus cortes ligeros.

Sistema de Protección Contra Incendio.

Teniendo en cuenta que la gran mayoría de combustibles líquidos son inflamables, es necesario proteger el recipiente de almacenamiento. A continuación se describe la forma de protegerlos indicando algunos parámetros generales a considerar en el diseño de esta protección.

Una vía práctica y muy efectiva para la protección de tanques de almacenamiento de líquidos inflamables consiste en un sistema de extinción mediante espuma.

Método Sub-superficie (Inyección Base): Los sistemas Sub-superficie son apropiados solamente para la protección de hidrocarburos. El método de Sub-superficie produce espuma con un formador de alta contrapresión (figura 11.5), el cual la inyecta hacia una tubería conectada a la parte baja del tanque.

Esta tubería puede ser la línea de alimentación de combustible o una línea instalada específicamente para la aplicación de espuma (figura III.4). La espuma viaja ascendente y continuamente a través del combustible en forma de capa compacta hasta llegar a la superficie.

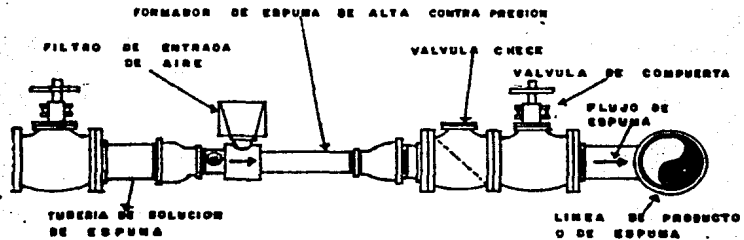


FIGURA III. 3.-INSTALACION TIPICA DE UN FORMADOR DE ESPUMA DE ALTA CONTRA PRESION.

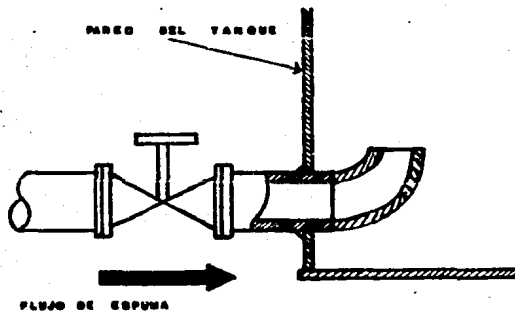


FIGURA III. 4.-CONECION TIPICA DE DESCARGA EN TANQUES.

Formadores de Espuma: Denominados comúnmente "de alta contra-presión", y diseñados para operar a presiones de entrada de 100 a 300 psi, produciendo espuma con expansión de 2 a 4 veces, están disponibles en un amplio rango de dimensiones. Con conexiones hembra y macho de 2½" de diámetro a la entrada y en la descarga para uso portátil con líneas de manguera.

Cabe mencionar que en este método de protección, se debe tener conocimiento del nivel máximo que pueden alcanzar los resduos de agua en el tanque, de tal forma que la conexión para la inyección de espuma esté por arriba, ya que de lo contrario se producirá una dilución y descomposición de la espuma.

Método de Cámara de Espuma: Como se puede observar en la (figura III.5), este método consiste de una o más cámaras de espuma instalada sobre la pared del tanque justamente bajo el techo. La tubería de la solución de espuma es tendida desde el dosificador, fuera de la pared del dique hasta el formador de espuma localizado arriba de la cámara. Un deflector es localizado dentro del tanque para que la espuma se dirija contra la pared del tanque.

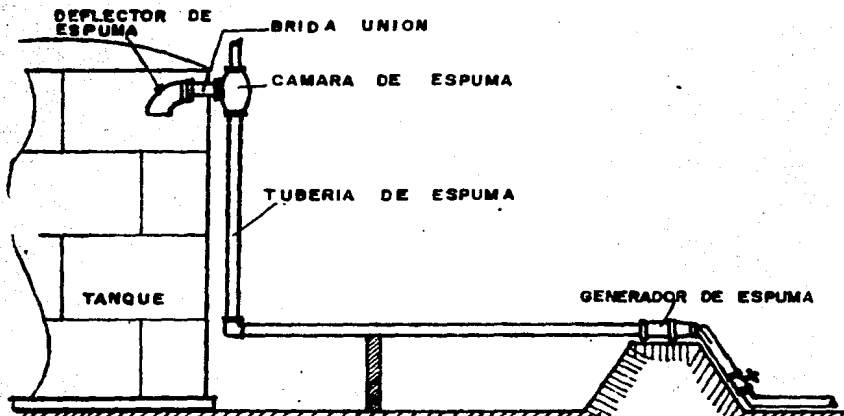


Figura III.5.- Método de Cámaras de Espuma.

Las espumas utilizadas en esta aplicación son del tipo de líquidos regulares a base de surfactantes fluor-carbonados y aplicables a la protección de hidrocarburos.

Método de Torre Portátil de Espuma: Este método es aplicable para proteger tanques que contienen hidrocarburos. La torre portátil debe ser transportada a la escena de fuego y "erguida" para descargar dentro del tanque en combustión, este método tiene algunas limitaciones tales como: Se requiere accesibilidad al tanque, el personal debe permanecer en el sitio de fuego operando el aparato, en ocasiones son necesarios vehículos especiales para transportar equipo a la cercanía del fuego, la conveniencia de este sistema está determinada por la disponibilidad de personal y equipo. No son prácticas para tanques cuyo diámetro sea superior a 200 FT (61m).

Método de Boquillas Portátiles: Consiste en la instalación de tubería vertical desde el piso a la plataforma, terminando en una conexión a la cual puede ser acoplada una manguera o boquillas portátiles de espuma al momento del incendio.

Se debe instalar un formador de espuma en este punto, de tal forma que el operador baje por la escalera con la boquilla de espuma descargando directamente sobre el área del sello bajo la plataforma.

Las boquillas de espuma generalmente son utilizadas para protección auxiliar conjuntamente con un sistema fijo de tubería o con torres portátiles, apropiadas para protección primaria de tanques de almacenamiento pequeños de techo fijo así como para extinción de fuegos en las orillas de tanques de techo flotante.

III.4.2.b.- Circuito de Distribución y Equipo Asociado.

El circuito de distribución es la sección del Sistema de manejo de Combustible comprendida desde el punto de envío (localizado a la salida del tanque de almacenamiento), hasta el disparo de combustible a los quemadores del Calentador a Fuego Directo.

Independientemente de la magnitud del circuito, conviene que sea cerrado, es decir, con retorno al recipiente de almacenamiento, ya que de esta forma:

- Se facilitará la operación de eliminación del aire contenido en el circuito, antes de ponerlo en marcha.
- Se permitirán futuras ampliaciones del sistema, ya que los nuevos disparos se integrarán sin mayores problemas al circuito.
- Se minimizarán las fluctuaciones de presión en el circuito, causadas por los frecuentes cambios de flujo.
- Se logrará mantener una circulación de combustible a una temperatura homogénea, evitando así los problemas de solidificación del fluido en las líneas o flujo interrumpido.

Componentes del Circuito.

Filtros de Aceite.

Con el propósito de retener el mayor número de partículas extrañas que logren entrar al sistema, es preciso instalar algunos equipos de filtrado. Uno deberá colocarse sobre la línea de descarga de combustible, inmediatamente antes de la bomba distribuidora, y otro, después del calentador de combustible, tal como lo muestra la figura III.6

Para todos los sistemas de operación continua, es muy práctico utilizar dos filtros, arreglados en paralelo, ya que cuando uno de ellos se tape, podrá ser relevado inmediatamente. Evidentemente el personal de mantenimiento experimentado será capaz de dictaminar el tiempo aproximado en que el filtro deberá ser reemplazado y sometido a limpieza.

Las características del filtro se fijan en base al diámetro de la línea donde será colocado, y en función al tipo y grado de contaminación del combustible manejado. Los filtros tipo "Y" (en paralelo) se utilizarán para líneas de 1½" y menores, mientras que los tipo -

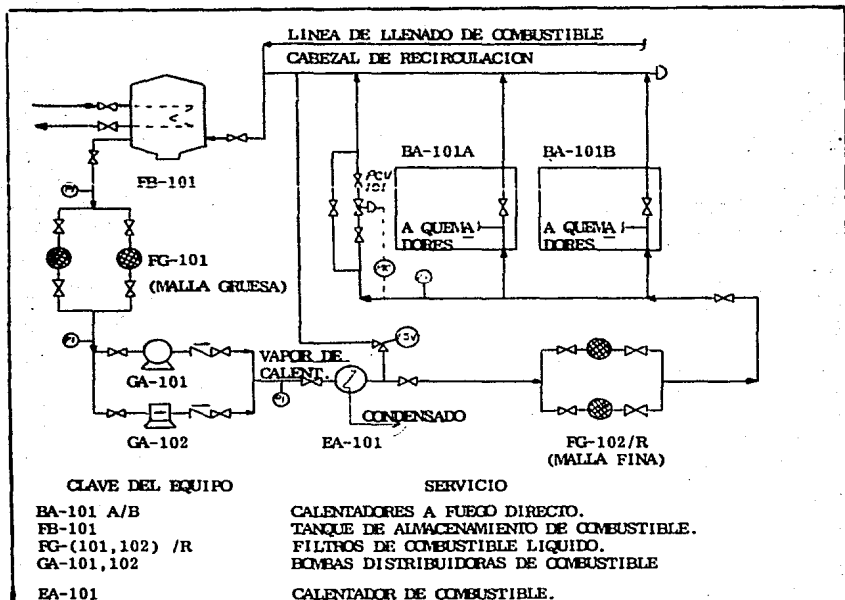


Figura III.6.- Sistema de Manejo de Combustible.

canasta (duplex), para líneas de 2" y mayores. Así mismo, los filtros disponen normalmente de una malla del número 20, cuyas perforaciones son de 1/38" aproximadamente, suficientes para retener los materiales no deseados en el fluido manejado.

Cuando se circulan combustibles ligeros (de baja viscosidad), basta colocar un cesto cuya malla cuente con orificios menores a 1/32", 1/16" por ejemplo.

Equipo de Bombeo.

Naturalmente, el circuito de distribución debe contar con un sistema de bombeo, capaz de distribuir el combustible a los puntos deseados y a la presión requerida.

Las bombas pueden ser del tipo de desplazamiento positivo, centrífugas o un arreglo de ambas.

Los principales parámetros a considerar en la selección del tipo de bombeo son:

- Tipo de combustible a manejar.
- Capacidad.
- Viscosidad del combustible.
- Temperatura de bombeo.

Por conveniencia, se recomienda disponer de dos bombas, dejando una como relevo.

Interruptores de Paro de Emergencia.

Con el propósito de impedir el flujo de combustible a través del circuito distribuidor en caso de que se registren rupturas en cualquier tramo del mismo, o se presenten derrames de fluido en las conexiones y empaques, es necesario colocar en varios puntos del sistema un interruptor de paro de emergencia.

Al accionar estos dispositivos se enviará una señal de cese de las bombas distribuidoras.

Calentador de Combustible.

Este equipo es utilizado para dar al fluido una mayor temperatura, que haga posible el abatimiento de su viscosidad a un grado tal que al llegar a los quemadores del Calentador a Fuego Directo se pueda atomizar fácilmente con la ayuda de una corriente de aire o vapor de agua, utilizada como medio atomizante. El diseño preferido para estos equipos, es el del tipo "tubos y coraza", ya que cubre sin problemas el rango de capacidades de flujo manejadas. Generalmente se utiliza como fuente de calentamiento, vapor de agua generado en la propia planta, debido a su gran disponibilidad.

Sistema de Regulación de Presión.

Consiste de una válvula reguladora de presión tipo diafragma, utilizada para mantener una presión constante en la sección de alta presión del circuito de distribución. Preferentemente conviene instalarla en algún punto extremo del circuito principal, ya que de esta forma se garantizará una mejor protección a las distintas zonas del sistema.

Para hacer el ajuste de esta válvula, se eleva gradualmente su presión de apertura. La lectura del medidor de presión (instalado después de las bombas distribuidoras de combustible) se elevará gradualmente hasta que abra la válvula de relevo integrada a la bomba. Cuando el medidor de presión proporcione una lectura invariable, se reducirá entonces la presión de apertura de la válvula de diafragma, hasta que el medidor caiga ligeramente abajo de su anterior lectura máxima registrada. Este ajuste deberá hacerse cuando todo el fluido se recircule al tanque, es decir, cuando aún no se hayan puesto en funcionamiento los quemadores del calentador.

La figura III.6 muestra los elementos básicos que deben integrar un sistema de manejo de combustible líquido.

Válvula de combustible (de 15m.)

La válvula de corte de combustible se instala con el propósito de evitar el flujo hacia los quemadores del Calentador a Fuego Directo en el caso de presentarse alguna falla apreciable en este equipo. Por ejemplo, alguna ruptura de tubos de su sección de convección o radiación, la exposición a fuego (parcial o total), fallas en el sistema de quemado, etc.

Por el hecho de tratarse de una operación de emergencia, la acción de corte deberá hacerse lo más rápido posible, garantizando al personal que la realice, la mayor protección posible. Para ello, la válvula debe instalarse como mínimo a 15 metros del calentador, y en un lugar visible y de fácil acceso. Por esta razón es conocida como "válvula de 15 metros".

Válvula de Alivio.

Es utilizada para proteger el calentador de combustible por la posible falla de dilatación térmica del líquido. Si en determinado momento el flujo de combustible quedara bloqueado por el cierre de alguna válvula colocada después del equipo, como existe una fuente de calor, se generaría entonces una expansión del fluido líquido por el flujo continuo de la fuente de calentamiento (vapor de agua).

Si el líquido llena por completo el cambiador de calor, la tendencia a expandirse se traducirá en un considerable incremento de presión, el cual deberá aliviarse por medio de este dispositivo de seguridad. La figura III.7 muestra la instalación de tal dispositivo.

III.5.- Criterios de Diseño.

III.5.1.- Tanque de Almacenamiento de Combustible.

- Por el servicio que proporciona, se debe considerar un recipiente de tipo atmosférico, cuya localización se recomienda estar lo más cerca posible de los límites de batería de la planta y a nivel de piso terminado.
- Capacidad: Será aquella que proporcione un suministro normal de combustible de cuando menos 5 días, en ausencia de nuevo abastecimiento, a todos los equipos de Calentamiento a Fuego Directo normalmente operados en la planta.
- Relación Longitud-Diámetro: De acuerdo a lo citado en el inciso III.4.2.a, y en base a las dimensiones de recipientes que ofrecen los fabricantes, la siguiente relación es válida:

$$0.5 \geq L/D \geq 1.0$$

(Ver tabla III del apéndice A .

- Temperatura de operación: Estará determinada por el punto de inflamación de los vapores concentrados sobre la superficie del líquido.
- El punto de inflamación depende básicamente del tipo de combustible utilizado (ligero o pesado). Sin embargo, por razones de seguridad y en base a la información obtenida sobre pruebas realizadas en relación a tal efecto, es conveniente mantener el tanque a una temperatura de operación no mayor a 60°C (sobre todo para el caso de manejar el fluido típico disponible en las plantas instaladas en el país, "combustolco").
- En climas, donde la temperatura sea de 20°F mayor a la del punto de deslizamiento del combustible (temperatura mas baja a la cual se observa flujo de fluido), o menor, se requerirá entonces serpentin de calentamiento.
- Se requiere aproximadamente 0.1 ft² de superficie de calentamiento (serpentin de calentamiento), por cada barril de combustible almacenado.
- Como medio de calentamiento se podrá utilizar vapor de baja calidad (50 lbs., saturado), el cual es fácilmente generado en la propia planta.
- Se recomienda instalar un arrestador de flama sobre la línea de venteo del recipiente cuando se manejan temperaturas de 40°C y mayores.

- En caso de manejar fluidos excesivamente sucios, es necesario proveer el tanque de una fosa de drenado y purga, cuyas dimensiones serán función del diámetro nominal de la conexión de drenado del recipiente.

Boquillas del Recipiente.

Boquillas de Llenado.

Para fluidos cuya viscosidad es menor de 10 cp., la velocidad de flujo recomendada es de 5 ft/s.

Para fluidos cuya viscosidad es mayor de 10 cp., el diámetro óptimo se estimará conforme a la ecuación (III.1), de procedimiento de diseño.

Boquilla de Salida.

Su dimensionamiento será análogo que el de la línea de descarga de combustible (succión a bombas).

Velocidad del fluido = 2ft/s.

Cafda de presión por cada 100 piés de tubería (ΔP_{100})

<1 psi.

Boquillas de Venteo y Drenado.

Estas boquillas se determinarán en base a la capacidad del recipiente, tal como lo muestra la tabla III.15.

Conexión de Servicio y Vidrio de Nivel.

Su función es clara, siendo suficiente un diámetro -

de 2 o 3 pulgadas para satisfacer el propósito de su instalación.

Registro de Hombre.

Teniendo en cuenta que el tamaño de este tipo de recipientes es relativamente grande, conviene equiparlos con dos o más entradas de hombre, propias para el mantenimiento o limpieza interna del equipo. Su diámetro debe ser tal que permita el acceso de una persona al interior del recipiente. Es recomendable considerar diámetros de 24 pulgadas como mínimo para este tipo de boquillas.

Boquilla de entrada de vapor al serpentín y salida de condensados.

Estas boquillas se dimensionarán de igual manera que la línea de vapor de calentamiento al serpentín del tanque de almacenamiento.

Para vapor de agua

Calidad del Vapor	Caída de Presión por 100 pies de Línea.
Presión (psig)	AP ₁₀₀ (psi)
0-50 saturado	menor o igual a 1
mayor a 50 psig saturado	menor de 2
mayor a 100 psig sobrecalentado	menor de 3

Niveles del líquido en el recipiente.

Nivel Máximo.

El nivel máximo del líquido está determinado por el volumen del líquido que se alcanza cuando el recipiente se abastece de combustible para dar servicio continuo durante 3 a 5 días a los principales equipos de Calentamiento a Fuego Directo.

La tabla III del apéndice A proporciona el nivel máximo de líquido en función de la capacidad nominal del recipiente de almacenamiento.

Nivel Mínimo.

El nivel mínimo del líquido estará determinado por la elevación del serpentín de calentamiento en el recipiente. La idea es mantener un nivel mínimo de líquido capaz de inundar completamente el serpentín de calentamiento, para aprovechar plenamente la superficie de transferencia de calor disponible.

Nivel Normal.

El nivel normal se considera al 60%, entre el nivel máximo y el nivel mínimo de líquido, en el recipiente.

Alarma por alto nivel: Cuando se instale alarma por alto nivel, ésta se colocará al 80% entre el nivel mínimo y el máximo.

Alarma por bajo nivel: Esta se colocará al 25% entre el nivel mínimo y máximo. Ref. (5).

III.5.2.- Equipo de Bombeo.

- Capacidad: La capacidad de diseño del equipo de

bombeo deberá ser igual al 125% de los requerimientos de la planta, asumiendo un quemado simultáneo de la cantidad de diseño de todos los quemadores de combustible líquido de los Calentadores a Fuego Directo. Esto permitirá disponer de un 25% de recirculación de combustible líquido hacia el tanque de almacenamiento.

- Tipos de equipo para bombeo: Los sistemas de manejo de combustible pueden disponer de bombas de desplazamiento positivo o centrifugas. La primera clase se utiliza con mayor frecuencia cuando se manejan fluidos de viscosidad elevada.

Bombas Centrifugas.

Los fluidos viscosos limitan el uso de las bombas centrifugas en aspectos tales como los que a continuación se mencionan:

Desarrollan una menor cabeza que cuando manejan fluidos de viscosidades similares a las del agua.

La capacidad de bombeo se reduce notablemente.

La potencia de bombeo requerida es elevada

Bombas Rotatorias.

Existe una gran variedad de equipos rotatorios disponibles para manejar fluidos de viscosidades considerablemente elevadas, y por sus características, son los más recomendables para bombear combustibles líquidos. Algunos diseños están provistos con una chaqueta por la cual se puede adicionar vapor de agua con el propósito de reducir la

viscosidad del líquido y permitir una mejor circulación de combustible.

Los fluidos cuya viscosidad sea del orden de 250000 SSU como máximo, pueden manejarse en bombas rotatorias de modelos estándar y diferentes tipos, sin embargo para viscosidades mayores se requerirán diseños especiales. Ref. (6).

Quando la temperatura del líquido manejado por una bomba rotatoria exceda los 350°F conviene adaptarle una chaqueta con agua de enfriamiento.

Quando la viscosidad del líquido exceda los 600 SSU, muchos fabricantes recomiendan la reducción de la velocidad de movimiento de la bomba con la idea de permitir una operación sin ruido y vibración. La tabla III.11 muestra las típicas reducciones de velocidad recomendadas por los fabricantes, teniendo en cuenta además que la capacidad de la bomba variará directamente con la velocidad.

Viscosidad del Combustible SSU	Reducción de Velocidad (% de velocidad normal)
600	2
800	6
1000	10
1500	12
2000	14
4000	20
6000	30
8000	40
10000	50
20000	55
30000	57
40000	60

Tabla III.11 Reducción de Velocidad para Bombas Rotatorias.

Bombas Reciprocantes.

Los fluidos viscosos reducen la velocidad del pistón de las bombas reciprocantes. Como su capacidad es función de la velocidad del pistón, entonces, cuando se manejen esta clase de fluidos, se verá reducida la capacidad de tales equipos. La tabla III.12, muestra el efecto de la viscosidad sobre la rapidez de la bomba.

Viscosidad del Fluido SSU	Reducción de Velocidad (%)
250	0
500	4
1000	11
2000	20
3000	26
4000	30
5000	

Ej.: Una bomba que maneja 100 GPM de agua a 50 golpes por minuto, reducirá su carrera a $0.8 \times 50 = 40$ golpes por minuto, equivalente a 20% menos de su capacidad normal, cuando maneje un combustible líquido de 2000 SSU.

Tabla: III.12 Factores de corrección de velocidad para bombas reciprocantes.

Alternativas.

A continuación se plantean algunas de las alternativas de disposición de equipos de bombeo para los circuitos distribuidos de combustible.

- Combustible pesado (de viscosidad elevada) a un punto de entrega "A":

La cabeza de succión para la bomba de desplazamiento positivo (tipo rotatoria) es proporcionada por el nivel del fluido en el tanque de almacenamiento y posición del mismo con respecto al nivel de piso terminado.

La viscosidad del fluido circulado a la primera bomba (de desplazamiento positivo) podrá ser de 200 SSU o mayor. De este equipo, el fluido se hace pasar através de un calentador (figura III.7), de tal forma que a la salida su viscosidad tenga un valor menor de 200 SSU. Ref. (7).

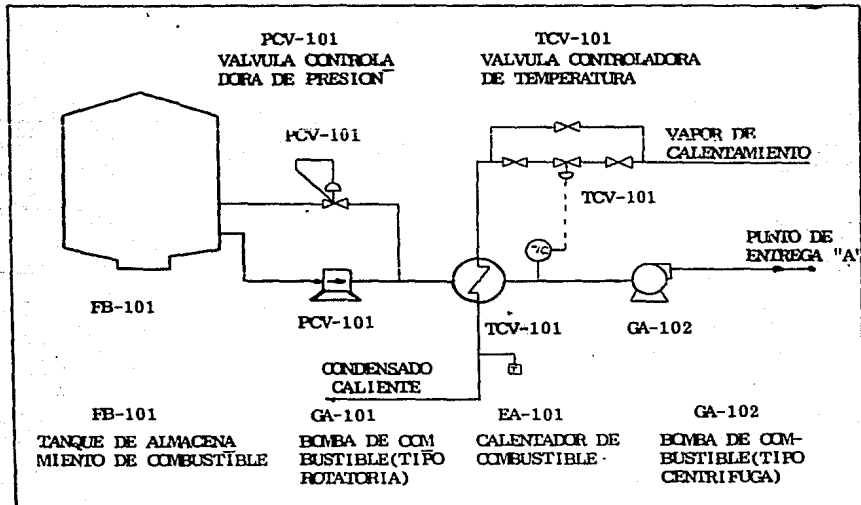


Figura III.7.- Arreglo de un Sistema de Bombeo de Combustible Líquido.

Posteriormente, el combustible podrá enviarse sin mayores problemas al punto de entrega "A" por medio de una bomba de tipo centrífuga.

- Combustible pesado a un punto de entrega "B".

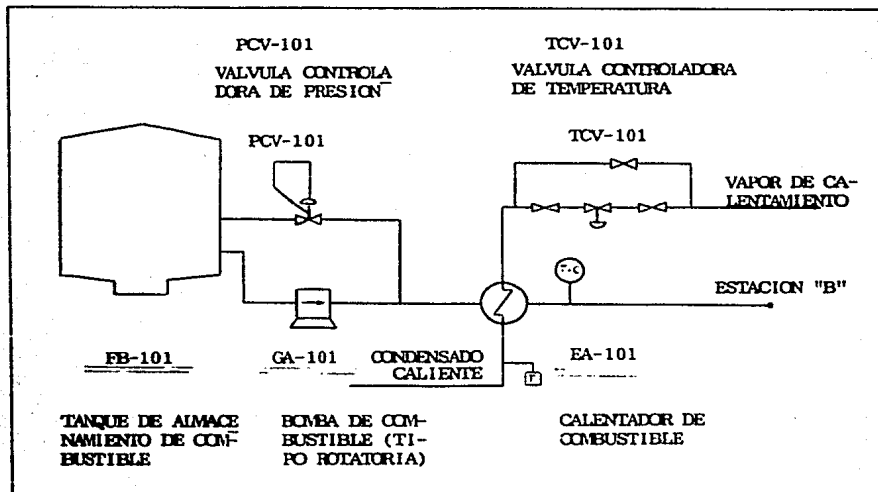


Figura III.8.- Combustible pesado a una estación "B".

Las bombas rotatorias se utilizan preferentemente para manejar fluidos de viscosidades mayores a 200 SSU (Ref. 7) y hasta 250000 SSU (Ref. 6), aunque existen diseños capaces de bombear fluidos cuyas viscosidades caigan en el orden de 33 SSU. Ref. (8).

- Combustibles ligeros (baja viscosidad) a un punto "A" o "B".

Para fluidos cuya viscosidad esté en el orden de -
(32 a 200) SSU (Ref. 7), el más eficiente y práctico sistema de bombeo
es el de tipo centrífugo. Figura III.9 .

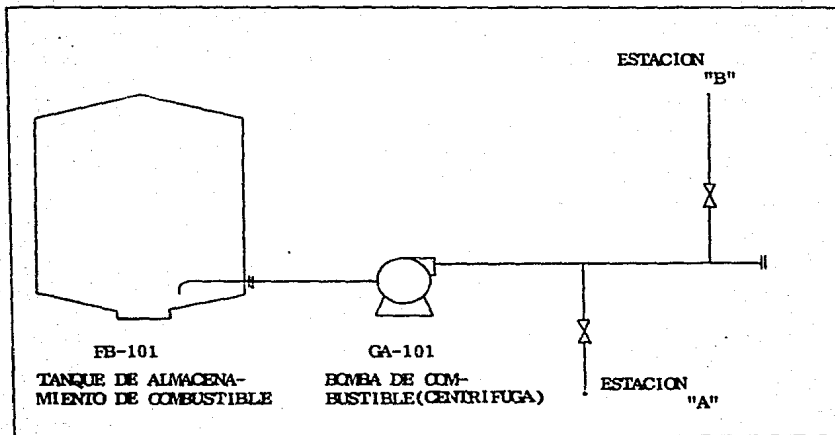


Figura III.9 Manejo de combustibles líquidos ligeros
(baja viscosidad).

Cabe mencionar que las bombas de desplazamiento positivo no son recomendables para estos valores de viscosidad debido al apreciable abatimiento de su eficiencia operativa y al rápido desgaste de engranes o partes interiores. Ref. (7).

III.5.3.- Líneas de Distribución de Combustible.

Líneas de Succión de Bombas.

Debe dimensionarse de tal forma que garantice:

- Estabilidad Hidráulica al Sistema.
- NPSH disponible manejable.
- Nulificar la vibración, ruido y cavitación de la bomba.
- Nulificar el posible calentamiento de la bomba.

- Nulificar la reducción de capacidad del equipo.
- Contrarrestar la reducción de la vida media de sus partes.

Como regla general se asume que la línea de succión para cualquier clase de bomba, nunca deberá ser menor que el diámetro de la conexión de entrada al equipo, más aún, de ser posible, deberá ser dos o tres diámetros mayor que la boquilla de entrada a la bomba. Esto asegurará una reducción en las pérdidas por fricción en la tubería.

- Capacidad: (capacidad de diseño del equipo de bombeo). Esta estará determinada por la carga térmica que el (o los) Calentador(es) a Fuego Directo deberá proporcionar al fluido de proceso, el poder calorífico del combustible utilizado y la eficiencia de quemado del mismo en los quemadores del (los) equipo(s).

- Condiciones de velocidad y caída de presión.

- Para líquidos viscosos, $\mu > 10$ centipoises (cp)
Diámetros $> 3"$; velocidad 2 piés/seg.
Diámetros $< 2\frac{1}{2}"$ Caída de presión por cada 100 piés de tubería (ΔP_{100}) < 1.0 PSI

- Para líquidos a bombas reciprocantes.

Una bomba operando: 1 pié/seg. < velocidad < 3 piés/seg.

Dos bombas operando: 1 pié/seg.

Quando la línea no disponga de amortiguador de pulsaciones, las pérdidas por fricción se determinarán utilizando las ecuaciones y secuencia presentados en el punto III.6.2.

Tomar el flujo de diseño continuo o promedio de la bomba multiplicada por el factor de la tabla siguiente:

Tabla III.13.- Factor de Modificación de Gasto de Diseño.		
Bomba	Acción Simple	Acción Doble
Simple	3	2.0
Duplex	2	1.5
Triplex	2	1.3
Cuadruplex	1.5	1.3
Otras	1.3	1.3

II.1.b. En caso de que la línea disponga de un amortiguador de pulsaciones, ésta se determinará con:
 $Q = 1.2 Q_{\text{Bomba}}$
Donde Q = Gasto de Diseño de la Bomba.

La figura III.10 proporciona los tamaños recomendados de la línea de succión para bombas rotatorias que manejan fluidos viscosos. La construcción de la figura III.10 está basada sobre instalaciones en las cuales no se dispone de gran elevación estática y la línea tiene un trayecto relativamente simple y corto.

Línea de descarga.

Capacidad: Idem. a la línea de succión.

Condiciones de velocidad y caída de presión.

Los factores más importantes en el diseño de la línea de descarga son el diámetro de la misma, la velocidad del fluido, - la trayectoria que debe efectuar para llegar a los quemadores del Calentador a Fuego Directo y por ende la caída de presión.

El costo de la línea y accesorios es directamente - proporcional a su diámetro. Sin embargo, el costo de la caída de presión (traducido en costo de bombeo) es inversamente proporcional al mismo, por lo tanto es preciso efectuar un balance económico para determinar el diámetro de la línea, de tal forma que el elegido haga que los costos iniciales de operación y bombeo sean mínimos.

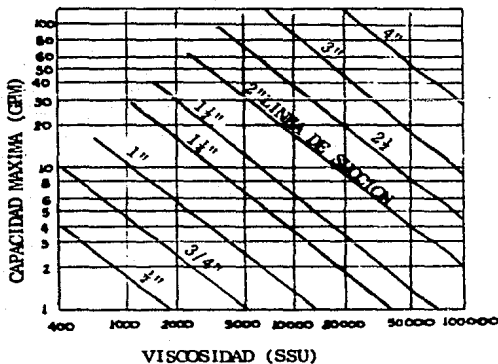


Figura III.10.- Tamaños de línea de succión para bombas rotatorias que manejan fluidos viscosos.

Para líquidos viscosos ; $\mu > 10$ cp.

$$D_D = 5 Q_f^{0.36} \mu^{0.18} \text{ --- (ec. III.1)}$$

Donde = μ viscosidad del combustible: [cp]

Q_f = Flujo de Bombeo [ft^3/seg]

D_D = Diámetro óptimo de la línea de
descarga: [in]

Para bombas reciprocantes $3\text{ft}/\text{seg} < v < 10\text{ft}/\text{seg}$.

La Figura III.11 proporciona las velocidades de líquido recomendadas para líneas de succión y descarga de bombas utilizadas en varias plantas de proceso, establecidas en base a una amplia experiencia, y aplicables a toda clase de bombas.

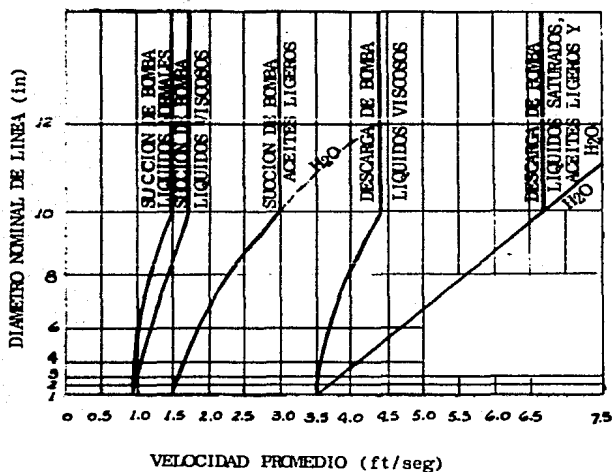


Figura III.11.- Velocidades recomendadas para líquidos (succión y descarga de bombas)

III.5.4.- Calentador de Combustible.

- Capacidad: La capacidad de diseño del calentador deberá ser igual al 125% de los requerimientos de la planta, asumiendo un quemado simultáneo de la cantidad de diseño de todos los quemadores de combustible de los equipos a Fuego Directo. Esto - permitirá disponer de un 25% de recirculación de combustible líquido hacia el tanque de almacenamiento.

Cabe apuntar que en caso de que el flujo de combustible sea muy grande para manejarse en un solo calentador, es conveniente hacer un arreglo en paralelo que satisfaga los requerimientos totales, o - en su defecto, utilizar un calentador por cada equipo a Fuego Directo.

El fluido de calentamiento generalmente utilizando en las plantas de proceso es vapor de baja presión (saturado), ya que proporciona sin mayores problemas el calor requerido por el combustible para abatir su viscosidad al valor deseado, y es de fácil disponibilidad y bajo costo por generarse (la mayoría de las veces) en la propia planta.

Como medio de calentamiento, el vapor de baja, presenta algunas características importantes.

- El condensado caliente formado es normalmente corrosivo y por ende se debe cuidar que no se acumule dentro del intercambiador ya que al contactarse con las partículas metálicas puede causarle serios

daños.

- Los coeficientes de transferencia de calor asociados con la condensación de vapor son muy elevados con respecto a los de muchos otros fluidos. Conviene adoptar un valor conservador convencional para el coeficiente de película, debido a que éste nunca es la película controlante, por tanto:

Para este servicio de calentamiento (empleando vapor de agua libre de aire, se utilizará un valor de 1500 BTU/Hr ft² °F para condensación de vapor.

- Es conveniente para el proceso de calentamiento, conectar el vapor a los tubos del calentador, ya que de esta manera (tomando en cuenta el punto anterior), el ataque se realizará solamente al lado de los tubos, logrando con ello una buena protección al lado de la coraza del equipo.
- Puesto que el vapor saturado se condensa rápidamente (cediendo su calor latente al combustible líquido), no hay necesidad de circularlo en más de dos pasos por los tubos del intercambiador, por ende, el diseño más utilizado en el caso de hacer fluir el vapor por los tubos es del tipo 1-2.
- En caso de que se tenga la plena certeza de que el condensado caliente formado no es corrosivo, entonces no necesariamente el vapor será conducido por los tubos del equipo.

Caída de Presión para Vapor:

- Cuando el vapor se emplea en dos pasos por el lado de los tubos, la caída de presión permitida deberá ser muy pequeña (menor de 1 lb/in^2), particularmente si el condensado regresa por gravedad a la caldera.

Calidad de Vapor:

El vapor utilizado como medio de calentamiento (de 5 a 50) psig es considerado un subproducto de los ciclos de potencia de la planta (vapor motriz). Aún cuando posee un alto calor latente, tiene un valor limitado en el proceso ya que su temperatura de saturación se encuentra usualmente entre (215 y 298) por ende, si un combustible debe ser calentado a más de 300°F es necesario usar vapor de proceso (de 100 a 250 psig) para tal requerimiento. En otras palabras, solamente cuando un combustible deba calentarse a una temperatura muy cercana o superior a la del vapor de baja presión, será necesario utilizar vapor de proceso.

Temperatura de Atomización.

La temperatura de atomización de un combustible depende grandemente de su pesadez o ligereza, para una atomización apropiada, la temperatura a la cual un combustible debe calentarse en el intercambiador será aquella que le permita abatir su viscosidad a un rango de 30 a 40 cs (140 a 180 SSU) Ref. (3). La figura III.1 proporciona las temperaturas de bombeo y atomizado, apropiadas para diversos combustibles líquidos.

III.5.5.- Válvula reguladora de presión del circuito de distribución.

- Será utilizada para mantener una presión cons -

tante en la sección de alta presión del circuito de distribución.

- Capacidad.

El flujo máximo de operación: será equivalente al flujo de diseño de la bomba y equipo de calentamiento. Asumiendo que la capacidad de diseño del equipo de calentamiento y bombeo deberá ser igual a 125% de los requerimientos máximos de combustible a quemar en el equipo de Calentamiento a Fuego Directo. Esto permitirá un 25% de recirculación de aceite.

Este flujo podrá manejarse en las etapas de arranque o paro del sistema sin necesidad de enviar combustible hacia las líneas localizadas en el interior del calentador.

Flujo normal de operación: Será igual al flujo destinado a la recirculación, cuando se verifica la operación normal del sistema.

III.5.6.- Válvula de Alivio por "Expansión Térmica de Combustible".

Para esta falla de relevo no hace falta calcular una masa a relevar, ya que un ligero desahogo de la presión, la disminuye enormemente. La válvula utilizada para esta falla podrá ser de una capacidad nominal mínima y aún así estará sobrada.

III.6.- Procedimiento de Diseño.

III.6.1.- Tanque de Almacenamiento de Combustible.

- Determinación del volumen del recipiente.

$$V_t = W \Theta_r \text{ ----- ec. (III.2)}$$

$$W = \frac{Q}{P_c} \times \frac{1}{n} \text{ ----- ec. (III.3)}$$

Donde V_t = Volumen del recipiente: [ft³]

W = Flujo volumétrico de combustible, requerido por el(los) Calentador(es) a Fuego Directo: [ft³/Día] (*)

Θ_r = Tiempo de residencia , 3 a 5 días.

Q = Carga térmica requerida en el (los) Calentador(es) a Fuego Directo: [BTU/DIA] (*)

P_c = Poder calorífico (disponible) del combustible manejado: [BTU/ft³].

n = Eficiencia de quemado del combustible: [ad]

- Longitud - diámetro del equipo.

De criterios de diseño $L/D \approx 1$.'. $L \approx D$

$$\text{Así: } V_t = \frac{\pi D^2}{4} L = \frac{\pi D^3}{4}$$

$$D = \frac{4 V_t}{\pi}^{1/3} = L \text{ ----- ec. (III.4)}$$

Donde: D = Diámetro aproximado del recipiente: [ft]
 L = Longitud aproximada del recipiente: [ft]

- (*) El tanque de almacenamiento podrá diseñarse para abastecer de combustible a uno o varios equipos de Calentamiento a Fuego Directo.

- Salida de Combustible.

Su dimensionamiento se hará de la misma forma que el de la línea de succión a la bomba distribuidora de combustible. El procedimiento se presenta en la parte correspondiente.

- Venteo y Drenado.

La tabla III.14 proporciona el tamaño apropiado de estas boquillas de acuerdo a distintos rangos de capacidad del recipiente de almacenamiento. Ref. (10).

Volumen del Recipiente(piés ³)	Tamaño de Venteo	Tamaño Dren
50 y Menores	3/4"	1"
51 a 200	1"	1½"
201 a 600	1"	2"
601 a 2500	1½"	3"
Mayores de 2500	2"	3"
		4" y 6" (**)

Tabla III.14.-Diámetros de Venteos y Drenes.

- Entrada de Espuma.

Método Sub-superficie.

Dosis de Aplicación de la Solución de Espuma. Esta deberá ser de 0.1 G.P.M/FT² (4 L.P.M/M²) del área superficial del tan - que, las pruebas indican que la dosis máxima de inyección es de 0.3 -

(**) Estos diámetros se establecen cuando la capacidad del recipiente - es mayor de 2500 ft³ y el fluido almacenado es excesivamente sucio.

G.P.M/FT² más allá de la cual la efectividad de extinción decrece.

Número de Boquillas de Descarga de Espuma. Estos - requerimientos están basados en observaciones de varias pruebas los cu les están listados en la tabla siguiente.

Tabla III.15 :Boquillas de Descarga de Espuma

DIAMETRO DEL TANQUE PIES (METROS)	GRADO	COMBUSTIBLE
HASTA 80 (24.4)	1	1
DE 80 A 120 (24.4 a 36.5)	2	1
DE 120 A 140 (36.5 a 42.6)	3	2
DE 140 A 160 (42.6 a 48.7)	4	2
DE 160 A 180 (48.7 a 54.8)	5	2
DE 180 A 200 (54.8 a 60.9)	6	3
DE 200(60.9) AUMENTAR UNA BOQUILLA P/ESTAS AREAS	5000 ft ² (464.5 m ²)	7500 ft ² (696.7 m ²)

La cantidad de líquido de espuma está determinada por la Ecuación:

$$(A) (v) (\%) (t) = Q \text{ ----- (III.5)}$$

Donde: A = Area líquida superficial a proteger (pies²)
v = Dosis de aplicación de la solución de espuma
($\frac{\text{gal}}{\text{min pie}^2}$)
% = Porcentaje de dosificación de líquido de -
espuma.
t = Tiempo mínimo de operación (minutos)
Q = Cantidad mínima de líquido de espuma requeri
da (galones)

En la tabla III.16 se indica el tiempo de operación del líquido de espuma para diferentes productos; así mismo se debe considerar un tiempo de operación adicional, indicado en la tabla III.17 para uso complementario de corrientes de espuma aplicadas con manguera.

Tabla III.16: Tiempo Requerido de Operación de Líquido de Espuma.

PRODUCTO	TIEMPO DE OPERACION (MINUTOS)
ACEITES LUBRICANTES, RESIDUOS VISCOSOS, ETC. CON PUNTOS DE FLASHEO SUPERIORES DE 200°F - (93°C)	25
COMBUSTIBLE, KEROSENO, ETC. CON PUNTO DE FLASHEO DE 100°F (38°C) A 200°F (93°C)	30
GASOLINA, CRUDO, BENCENO, ETC. CON PUNTOS DE FLASHEO INFERIORES DE 100°F (38°C)	55

Tabla III.17: Requerimientos Adicionales para Manguera.

DIAMETRO DEL TANQUE MAYOR PIES (METROS)	NUMERO MINIMO DE CORRIENTES CON MANGUERA	TIEMPO DE OPERACION (MINUTOS)
HASTA 35 PIES (10.6)	1	10
DE 35 A 65 (10.6 a 19.8)	1	20
DE 65 A 95 (19.8 a 28.9)	2	20
DE 95 A 120 (28.9 a 36.6)	2	30
DE 120 (36.6)	3	30

Así mismo, la selección del formador de espuma, como función del diámetro del tanque de almacenamiento, se presenta en la tabla III.18 y III.19.

Tabla III.18-Formadores de Espuma.

IDENTIFICACION	DIMENSIONES (PULGADAS)				CAPACIDAD A 150 PSI		PESO LBS.	PESO KGS.
	A	B	C	D	CFM	LFM		
PFB-10A	16½	2½	2½	1½	100	379	9	4.1
PFB-15A	16½	2½	2½	1½	150	568	9	4.1
PFB-20A	16½	2½	2½	1½	200	757	9	4.1
PFB-25A	16½	2½	2½	1½	250	946	9	4.1
PFB-30A	16½	2½	2½	1½	300	1136	9	4.1

Tabla III.19-Formadores de Espuma

IDENTIFICACION	DIMENSIONES (PULGADAS)				CAPACIDAD A 150 PSI		PESO LBS.	PESO KGS.
	A	B	C	D	CFM	LFM		
PFB-35A	22	4	6	2½	350	1325	38	17.2
PFB-40A	22	4	6	2½	400	1514	38	17.2
PFB-45A	22	4	6	2½	450	1703	38	17.2
PFB-50A	22	4	6	2½	500	1892	38	17.2
PFB-55A	22	4	6	2½	500	2082	38	17.2

Tabla III.10: Selección del Formador de Espuma.

DIAMETRO DEL TANQUE Ft(m)	AREA DEL TANQUE Ft ² (m ²)	GASTO NORMAL DE APLICACION DE LA SOLUCION G. P.M. (L.P.M.)		NUMERO DE PUNTOS DE INYECCION DE ESPUMA CRUDO COMBUSTIBLE		FORMADOR DE ESPUMA REQUERIDO
36(11)	1010(93.8)	102(386)		1	1	1-PHB-10A
60(18.3)	2887(262.6)	283(1071)		1	1	1-PHB-30A
90(27.4)	6362(591)	636(2407.1)		2	1	2-PHB-35A
120(36.6)	11310(1050.7)	1131(4280.6)		2	1	4-PHB-30A
144(43.9)	16286(1513)	1628(6165.4)		4	2	4-PHB-40A
160(48.8)	20106(18607.4)	2010(7607.4)		4	2	4-PHB-50A
180(54.9)	25447(2364)	2545(9632.3)		5	2	6-PHB-45A
200(61)	31416(2918.5)	3142(11891.8)		6	3	6-PHB-50A
DIAMETRO DEL TANQUE PIES (METROS)		NUMERO DE CAMARAS DE ESPUMA				
HASTA 80 (24.4)		1				
DE 80 a 120 (24.4 a 36.6)		2				
DE 120 a 140 (36.6 a 42.7)		3				
DE 140 a 160 (42.7 a 48.8)		4				
DE 160 a 180 (48.8 a 54.9)		5				
DE 180 a 200 (54.9 a 61)		6				

Método: Cámara(s) de Espuma.

La dosis de Aplicación de la Solución de Espuma y el Tiempo mínimo de Operación serán los mismos que para el método sub-superficie.

Número de Cámaras de Espuma. Los requerimientos son determinados por el diámetro del tanque; cuando se requieran 2 ó más cámaras de espuma deberán estar igualmente espaciadas en torno al tanque. Cada cámara será diseñada para manejar aproximadamente la misma cantidad de espuma. La tabla III.20 indica el número de cámaras de espuma requeridas para diferentes diámetros de tanques de techo cónico.

La cantidad de líquido de espuma es determinada por medio de la Ecuación III.5.

Para una planta conteniendo varios tanques conectados a un mismo sistema, el requerimiento mínimo para la protección será el calculado con el tanque de mayores dimensiones de acuerdo con el estándar del N.F.P.A.^(*) el sistema será diseñado para este riesgo.

De igual modo que en el método sub-superficie se deberá considerar una cantidad complementaria de espuma por la aplicación con manguera (50 G.P.M.) así como el tiempo mínimo que operará (10-30 minutos). Las dimensiones de la cámara depende de la capacidad requerida y de la presión disponible del formador de espuma.

(*) National Foam Protection Association.

Método de Torre Portátil de Espuma.

La tabla III.21 indica las dimensiones de las torres, así como la capacidad de la solución de las mismas para distintas presiones de formadores de espuma:

Al igual que en otros métodos es necesario considerar la dosis de aplicación (0.1 G.P.M.), posteriormente de determinar el número de torres en función del diámetro del tanque (Tabla III.22), y por último las dimensiones de la (s) torre (s).

Tabla III.21.- Capacidades de Cámaras de Espuma a distintas presiones.

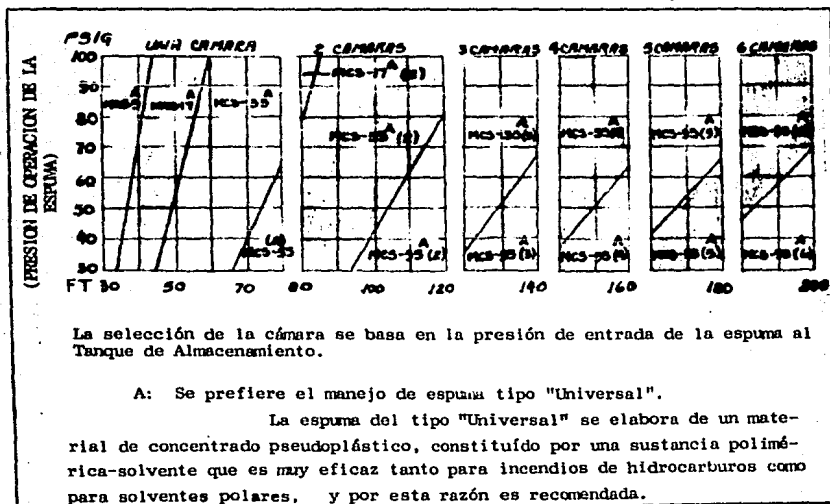
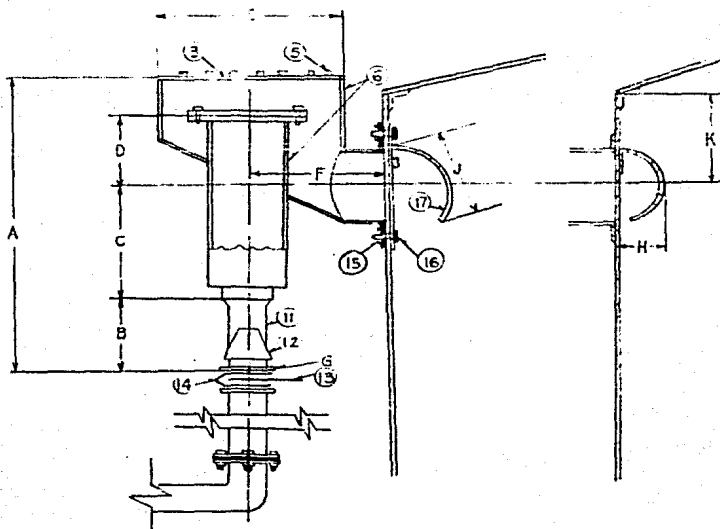


Figura III.12.- Ensamble de Cámaras de Espuma. (Tipo MCS).



- 3) VENTANILLA DE INSPECCION
- 5) TORNILLOS DE BRONCE
- 6) CUERPO DE LA CAMARA
- 11) FORMADOR DE ESPUMA
- 12) FILTRO DE AIRE

- 13) PLACA DE ORIFICIO
- 14) JUNTA DEL ANILLO
- 15) TIERGA DE UNION
- 16) TORNILLO DE UNION
- 17) DEFLECTOR

	A	B	C	D	E	F	G	H	J	K
MCS-9	26 $\frac{1}{4}$	7 $\frac{1}{2}$	7 $\frac{1}{2}$	8 $\frac{1}{2}$	8	7	2 $\frac{1}{2}$	3 $\frac{1}{2}$	5	8
MCS-17	32 $\frac{1}{2}$	9	10 $\frac{1}{2}$	10	10	9	3	4 $\frac{1}{2}$	6 $\frac{1}{2}$	9 $\frac{1}{2}$
MCS-33	35 $\frac{3}{4}$	10 $\frac{1}{2}$	9 $\frac{1}{2}$	11 $\frac{1}{2}$	12	10	4	5 $\frac{1}{2}$	9	11
MCS-55	42 $\frac{1}{4}$	12 $\frac{1}{2}$	12 $\frac{1}{2}$	12 $\frac{1}{2}$	16	12	6	6 $\frac{1}{2}$	11	12

Modelo No. Presión del Formador de Espuma	CAPACIDAD (G.P.M.)			CAPACIDAD (L.P.M.)		
	40 psi	75 psi	100 psi	276 (kPa)	517 (kPa)	889 (kPa)
HT-9	50-90	64-132	79-152	(189-341)	(242-500)	(299-575)
HT-17	90-175	132-237	152-277	(341-662)	(500-897)	(575-1048)
HT-33	175-380	238-520	277-600	(662-1438)	(897-1968)	(1048-2271)
HT-55	380-600	520-600	600	(1438-2271)	(1968-2271)	(2271)

T a b l a 111.22a. Relación Presión-Capacidad para Formadores de Espuma tipo HT.

Díámetro del Tanque Pés (metros)	Número de Torres de Espuma
HASTA 80 (24.4)	1
DE 80 a 120 (24.4 a 36.5)	2
DE 120 a 140 (36.5 a 42.6)	3
DE 140 a 160 (42.6 a 48.7)	4
DE 160 a 180 (48.7 a 54.8)	5
DE 180 a 200 (54.8 a 60.9)	6

T a b l a 111.22b. Relación Capacidad del Tanque - Número de Torres de Espuma.

NOTA: CUANDO SEAN NECESARIAS DOS O MAS TORRES, ESTAS DEBERAN MANEJAR APROXIMADAMENTE IGUAL CANTIDAD DE ESPUMA.

Método de Boquillas Portátiles.

La dosis de aplicación de espuma para estas boquillas es generalmente de 0.16 GPM / ft².

El número de boquillas para esta aplicación depende de cada caso en particular, sin embargo, se deben considerar factores tales como la fuerza del viento, el rango de capacidad de las boquillas, etc.

La cantidad de líquido espumante se determina en base a la ecuación III.5, considerando el tiempo de operación indicado en la siguiente tabla. (III.23)

PRODUCTO	TIEMPO MINIMO DE DESCARGA (MINUTOS)
ACEITES LUBRICANTES, RESIDUOS VISCOSOS, COMBUSTO LEOS, ETC. CON PUNTOS DE FLASHEO SUPERIORES A 200°F (93°C)	35
KEROSENO, ACEITES LIGEROS, DIESEL, ETC. CON PUNTOS DE FLASHEO DE 100°F (38°C) A 200°F (93°C)	50
GASOLINA, NAFTA, BENZOL Y LIQUIDOS SIMILARES CON PUNTOS DE FLASHEO INFERIORES A 100°F (38°C)	65
PETROLEO CRUDO	65

- Fosa de Lodos.

El fondo del tanque de almacenamiento puede ser plano o con pendiente y fosa de lodos. La segunda forma se prefiere cuando se manejan combustibles cuyo trazado de agua, mugre y sedimentos son realmente apreciables. La forma de la fosa de lodos se muestra en la figura siguiente:

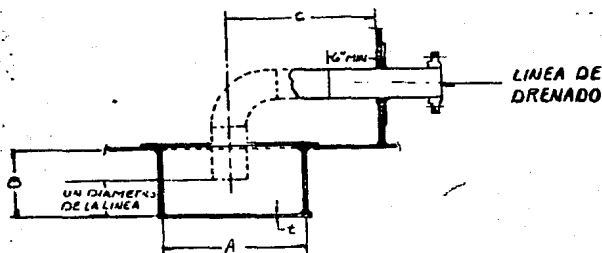


Figura III.13.- Fosa de Lodos.

Tabla III.24.- Dimensiones de la Fosa de Lodos.

CAPACIDAD DEL RECIPIENTE. ft ³	DIAMETRO DE BOQUILLA DE DRENADO. in	ANCHURA DE LA FOSA. A (in)	PROFUNDIDAD DE LA FOSA. B (in)	DISTANCIA DEL CENTRO DE LINEA DE DRENADO A LA PARED DEL TANQUE C (ft)	ESPESOR DE LA PLACA DE LA FOSA. (in)
50 y MENORES	3/4"				
51 a 200	1 1/2"	24	12	3 1/2"	5/16
201 a 600	2"	24	12	3 1/2"	5/16
601 a 2500	3"	36	18	5"	3/8
2501 y MAYORES	3" 6 4"	48	24	6 3/4	3/8
2501 y MAYORES*	6"	60	36	8 1/2	7/16

* Para fluidos cuyo contenido de agua, mugro y sedimentos es excesivamente apreciable.

En referencia a la Fig. III.13-(Dimensiones de la Fosa de Lodos en función a la capacidad del recipiente)

VER:REF. API Standard 650 Pág 3-40, sexta edición Rev. 2, Dic/31/1978.

Dimensionamiento de la boquilla de admisión de vapor: calidad del vapor (saturado, baja presión).

Aplicando un balance de calor entre el combustible a calentar y el vapor de calentamiento, para conocer el flujo de este último, se tiene:

$$W_{co} C_{pco} (T(co)_2 - T(co)_1) = W_{v.c} \lambda_{v.c}$$

$$\therefore W_{v.c} = \frac{W_{co} C_{pco} (T(co)_2 - T(co)_1)}{\lambda_{v.c}} \dots \text{Ec. (III.6)}$$

Donde W_{co} = Flujo de combustible bombeado al sistema - de distribución [Lb/Hr]

C_{pco} = Calor específico promedio del combustible-almacenado en el tanque: [Btu/lb°F]

$T(co)_1$ = Temperatura promedio del fluido alimentado al tanque de almacenamiento: [°F]

$T(co)_2$ = Temperatura de distribución de combustible: [°F]

$\lambda_{v.c}$ = Calor latente de vaporización del vapor de calentamiento: [Btu/lb]

$W_{v.c}$ = Flujo de vapor de calentamiento: [Lb/Hr]

Una vez determinado el flujo de vapor de calentamiento, y aplicando el criterio de diseño para líneas que manejan vapor saturado ($\Delta P_{100} \leq 1.0$ psi), se procede a aplicar la secuencia de cálculo planteada a continuación.

III.6.2.- Dimensionamiento de Líneas.

El dimensionamiento de las líneas que integran parte - del sistema de manejo de combustible líquido se efectúa de modo iterativo, tomando en consideración los criterios de diseño correspondientes (para líneas de succión y descarga de bombas), establecidos con anterioridad.

Secuencia general de cálculo.

- Determinación ó suposición del diámetro de línea
- Determinación de la velocidad del combustible, sabiendo que:

$$u = \frac{Q}{A} = \frac{4 Q}{\pi D^2} \dots\dots \text{Ec. (III.7)}$$

- Estimación del Número de Reynolds (Re)

$$Re = \frac{f u D}{\gamma} \dots\dots\dots \text{Ec. (III.8)}$$

- Donde
- u = Velocidad del combustible [ft/s]
 - Q = Flujo volumétrico circulado por la línea -- [ft³/s]
 - A = Area transversal de flujo de la línea [ft²]
 - f = Densidad del combustible [lb/ft³]
 - γ = Viscosidad del combustible [lb/ft s]
 - D = Diámetro interior de la línea [ft]

- Determinación del factor de fricción

Para flujo laminar (Re < 2100)

$$f = 64/Re \dots\dots\dots \text{Ec. (III.9)}$$

Para flujo turbulento (Re ≥ 2100)

$$f = \left(\frac{1}{2 \log \left[\frac{3.24E}{d} + \left| \frac{7}{Re} \right|^{0.9} \right]} \right)^{112} \text{Ref. (11)}$$

Ec. (III.10)

Donde: d = Diámetro interior de la línea [in]
 E = Rugosidad de la Línea [ft].....(*)
 Re = Número de Reynolds [ad]
 f = Factor de fricción [ad]

- Determinación de la caída de presión por cada 100 -
 pies de tubería:

$$\Delta P_{100} = \frac{0.00036 f w^2}{d^5} = \frac{f w^2}{2.976 d^5} \text{ Ref. (11)...Ec. (III.1E)}$$

Donde: W = Flujo másico de combustible: [lb/Hr]
 d = Diámetro interior de la Línea: [in]
 f = Densidad del fluido : [lb/ft³]
 ΔP_{100} = Caída de presión en cada 100 pies de tu-
 bería: [psi]

(*) Para valores de Rugosidad, ver figura I del
 apéndice A.

Si la ΔP_{100} y/o velocidad estimada mediante estas ecu-
 ciones satisfacen los criterios de diseño correspondientes, entonces el --
 cálculo se tomará como correcto. De lo contrario se deberá proponer un --
 nuevo diámetro y someterlo a prueba.

III.6.3.- Diseño del equipo de Bombeo.

Parámetros Requeridos para su especificación.

- Presión de Succión
- Presión de Descarga
- Carga Diferencial
- NPSH disponible
- Potencia Hidráulica

Dado el sistema mostrado en la figura III.14 se tiene:

- Presión de Succión

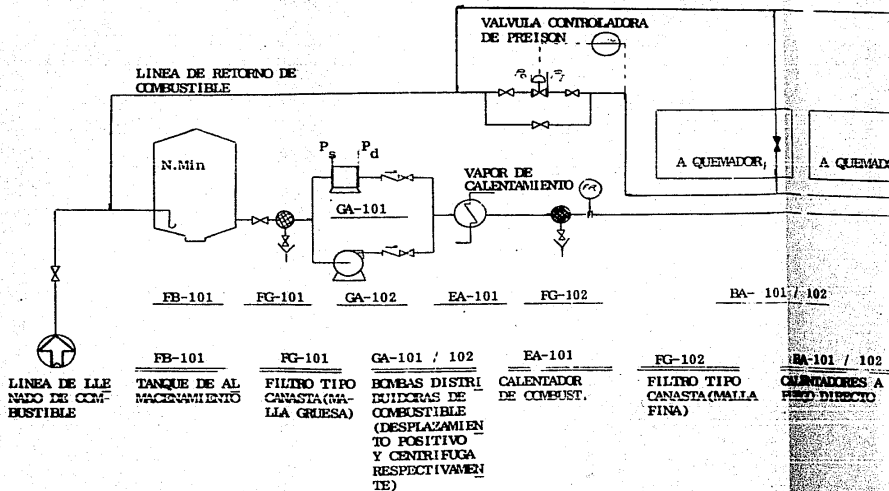
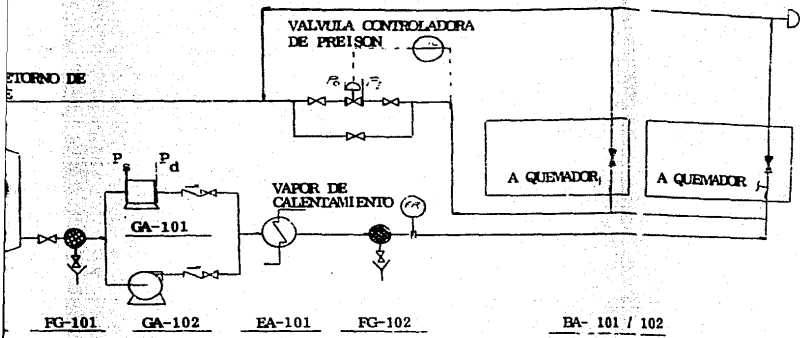


Figura 11
 Esquema de C
 U
 INSP. Z
 TESIS
 ANTONIO



<u>FG-101</u>	<u>GA-101 / 102</u>	<u>EA-101</u>	<u>FG-102</u>	<u>BA-101 / 102</u>
FILTRO TIPO CANASTA (MALLA GUESA)	BOMBAS DISTRIBUIDORAS DE COMBUSTIBLE (DESPLAZAMIENTO POSITIVO Y CENTRIFUGA RESPECTIVAMENTE)	CALENTADOR DE COMBUST.	FILTRO TIPO CANASTA (MALLA FINA)	CANTIDADORES A FUEGO DIRECTO

Figura III.14.- Sistema de Manejo de Combustible Líquido.

U N A M

ENEP ZARAGOZA

TESIS PROFESIONAL

ANTONIO CARRANZA M.

$$P_s = P_{FB-101} \pm \frac{H_s f_c}{144} - \Delta P_{fsT} \dots \text{Ec. (III.12)}$$

Donde: P_s = Presión de succión de la bomba: [Psia]

P_{FB-101} = Presión de operación del tanque de Almacenamiento de Combustible: [Psia]

H_s = Distancia existente entre el nivel mínimo de líquido en el tanque de almacenamiento y el centro de la boquilla de succión de la bomba. (Esta distancia será positiva si el nivel mínimo de fluido en el tanque está por encima del centro de la boquilla de succión de la bomba; en caso contrario será negativa): [ft]

f_c = Densidad del combustible [lb/ft^3]

ΔP_{fsT} = Caída de presión por fricción en la línea de succión de la bomba (incluye pérdidas de presión en accesorios y equipos instalados antes de la boquilla de succión de la bomba) : [psi]

- Presión de Descarga

$$P_D = P_Q \pm H_D f_{C_2} / 144 + \Delta P_{f DT} \dots \text{Ec. (III.13)}$$

Donde: P_Q = Presión requerida en los quemadores del Calentador a Fuego Directo [psia]

H_D = Distancia existente entre centros de las boquillas de descarga de la bomba y boquillas de los quemadores del Calentador a Fuego Directo. (Esta distancia será positiva si la boquilla de descarga de la bomba está por abajo de las boquillas de entrada a quemadores): [ft].

ρ_{C_2} : Densidad promedio del combustible líquido-circulado por la línea de descarga de la - bomba. [lb/ft³]

ΔP_{fDT} : Caída de presión por fricción en la línea-de descarga de la bomba (incluye pérdidas-de presión en accesorios y equipos instala-dos después de la boquilla de descarga de-la bomba): [psi]

Pérdidas por fricción en la línea de Succión.

Se determinan en base al diámetro de la línea de acuer-do a los criterios de diseño anteriormente establecidos y siguiendo la se-cuencia de dimensionamiento de líneas mostrada en el punto III.6.2.

$$\text{Con ello, } \Delta P_{fsT} = \frac{\Delta P_{fs}/100}{100} \times \text{LET} + \Delta P_{\text{EQUIPOS}} \dots \dots$$

Ec. (III.14)

Donde: $\Delta P_{fs}/100$: Caída de presión por fricción por ca-da 100 piés de línea(psi).

LET: Longitud equivalente total (incluye tra-mo recto de tubería y accesorios) consi-derada del punto de descarga del Tanque-a la boquilla de succión de la bomba:(ft)

$\Delta P_{\text{EQUIPOS}}$: Caída de presión en los equipos co-locados sobre la línea de succión - [psi].

Pérdidas por fricción en la línea de Descarga.

Su estimado es análogo al requerido para determinar --

ΔP_{fsT} , solo que aplicado al circuito de descarga de la bomba.

- Carga Diferencial o Cabeza.

Se define como: La diferencia que existe entre la presión de succión y descarga de la bomba, expresada en piés:

$$H = \frac{144 (P_D - P_S)}{\rho} \dots \dots \dots \text{Ec. (III.15)}$$

Donde H : Carga Diferencial de la bomba [ft]

ρ : Densidad promedio del combustible [lb/ft³]

P_S y P_D : Presión de succión y descarga [psia]

- NPSH de Bombas Centrifugas y Rotatorias.

La definición más aceptables de NPSH es:

" La cabeza neta positiva de succión", arriba de la presión de vapor del líquido bombeado, disponible en la brida de succión de la bomba y referido al centro de línea del impulsor. En realidad el NPSH es una medida de la cantidad de energía disponible en el líquido para producir la velocidad absoluta de entrada que se requiere en el ojo del impulsor del primer paso (en caso de ser una bomba de pasos múltiples).

NPSH Requerido.

El NPSH requerido de una bomba centrifuga, es pues, una función del diseño del impulsor y en la práctica, representa la caída de presión entre la brida de entrada y la punta del aspa del impulsor. Si en una bomba en particular para una capacidad dada, la presión absoluta resultante en la punta del aspa del impulsor es menor que la presión absoluta de vapor del líquido bombeado, ocurrirá una vaporización de éste, con la consecuente cavitación conforme las burbujas se aceleren a la alta presión de descarga.

"NPSH" Disponible.

El NPSH disponible es la cabeza neta que la instalación puede ofrecer para cumplir con los requerimientos de la bomba, esta cabeza neta depende de los siguientes factores.

$$\text{NPSH}_{\text{Disp}} = \pm H_s + \frac{(P_s - P_{\text{vap}}) \times 2.31}{\text{s.gr.}} - h_{f1} \dots \text{Ec. (III.16)}$$

Donde $\text{NPSH}_{\text{Disp}}$: Cabeza neta disponible (ft).

P_s : Presión de operación del recipiente de succión (o presión atmosférica si es recipiente abierto a ésta), PSIA.

P_{vap} : Presión de vapor del líquido bombeado a la temperatura de bombeo, PSIA.

H_s : Diferencias de alturas desde la elevación de referencia del recipiente hasta la boquilla de la bomba, en piés líquido, se tomará positivo (+) si el nivel de referencia está arriba de la línea de centro de la bomba o negativo (-) si está abajo.

h_{f1} : Pérdidas por fricción en la línea de succión del tanque a la brida de succión de la bomba. Estas pérdidas deberán calcularse con el gasto de diseño de la bomba.

En el caso de que exista una diferencia bastante amplia entre la presión del recipiente y la presión de vapor del líquido bombeado y además la cabeza estática sea grande, el valor del NPSH disponible

será también grande.

En los casos que se tenga un enfriador en la línea de succión a la bomba, la presión de vapor del fluido bajará considerablemente y por lo tanto el NPSH disponible aumentará.

NPSH de Bombas Reciprocantes.

El cálculo del NPSH disponible para una bomba recíprocante se calcula de acuerdo a la ecuación III.16 , excepto por algunos requerimientos adicionales, que deben tomarse en cuenta por la acción recíprocante de la bomba. El requerimiento adicional más importante es el denominado "cabeza de aceleración". Esta es la cabeza requerida para acelerar la columna de fluido en cada carrera de succión, para que el líquido alcance en carrera a la cara del pistón, durante su llenado.

Para mantener un buen diseño que evite la cavitación, se recomienda que la línea de succión no sea menor que la brida de succión de la bomba y deberá ser mayor cuando sea posible. Cuando dos o más bombas se conectan a un cabezal común, el área de flujo se seleccionará tan grande que el fluido no tenga una velocidad mayor de 2.5 piés por segundo a través de la succión tomando en cuenta el flujo total.

Para determinar la velocidad promedio del fluido se seguirá la tabla siguiente:

Velocidad promedio del fluido en la línea,
ft/seg = GPM x (F)

Diámetro Nominal de la tubería. (in)	"F"
2	0.0956
3	0.0434
4	0.0252
6	0.0111
8	0.0064
10	0.0041
12	0.0028
14	0.0023
16	0.0018
18	0.0014
20	0.0011
24	0.0076

TABLA III .25 VALORES DEL FACTOR DE VELOCIDAD (F).

Con la velocidad que se obtenga se determinará la caída de presión en la línea de succión.

Pérdidas de Aceleración.

En el caso de NO tener instalado amortiguador de pulsaciones en la succión de la bomba, las pérdidas de aceleración se determinarán de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$H = \frac{L V r C}{K g} \dots\dots\dots\text{Ec. (III.17)}$$

donde: H : Pérdida de aceleración en piés de líquido
L : longitud lineal de la tubería de succión, ft.

V : Velocidad promedio del fluido, calculada con el gasto de diseño, en piés por segundo.

r : Revoluciones por minuto.

En caso de no conocer la velocidad usar -
20 para bombas reciprocantes accionadas -
directamente por vapor o 50 para bombas -
accionadas por motor eléctrico o turbina.

K : Factor de 2.5 para aceites e hidrocarburos y 1.4 para agua.

g : Aceleración de la gravedad, 32.2 ft/seg²

C : Factor que depende del tipo de bomba, determinado de acuerdo a la tabla siguiente:

BOMBA	<u>Acción Simple</u> Con Accionador de Motor o Turbina	<u>Doble Acción</u> Con accionador de Motor o Turbina	<u>Acción Total-Directa</u> con Vapor *
Simplex	0.4	0.2	0.066
Duplex	0.2	0.115	0.066
Triplex	0.066	0.66	-
Cuadruplex	0.5	0.04	-
O t r a s	0.04	0.04	-

TABLA III. 26: VALORES DEL FACTOR "C"

(*) Si el diseño es de manivela usar el valor de "C" - para bombas con accionador de motor o turbina de - acción simple.

En el caso de que SI se tenga instalado un amortiguador de pulsaciones en la succión de la bomba, el cálculo de la pérdida de aceleración entre el amortiguador y la bomba se puede calcular igual que el modo anterior.

Relación entre el NPSH Requerido y Disponible.

Es necesario para asegurar un buen funcionamiento de bomba que el NPSH disponible sea por lo menos 2 piés mayor que el NPSH requerido, a fin de evitar cualquier problema de cavitación.

En caso de tener este valor (2 piés) o menor se solicitará prueba de taller para NPSH.

Para asegurarse que el NPSH disponible cumple con lo establecido antes, se deberá efectuar un balance económico buscando que el recipiente no quede demasiado alto (aumentando el costo del faldón o estructura y cimentación) o demasiado bajo que dé como resultado la necesidad de emplear una bomba cara por bajo NPSH requerido.

Para la determinación del NPSH requerido, lo aconsejable es guiarse por medio de curvas de bombas de fabricante.

- Potencia Hidráulica.

Es la potencia que se tiene a la salida de la bomba. Se calcula del mismo modo, independientemente del equipo de bombeo. Su determinación está basada en la ecuación general de energía, aplicada de acuerdo a un balance de energía entre la succión y descarga de la bomba. Normalmente se desprecian los factores estático y cinético, así, el trabajo hecho por dicho equipo es:

$$W = \frac{(P_D - P_S) Q}{1715} \dots \dots \dots \text{Ec. (III.18)}$$

Donde: Q = Flujo de Bombeo (Real) (GPM)

W = Potencia Hidráulica (HP)

- Eficiencia Global de la Bomba

La siguiente ecuación puede utilizarse para su determinación

$$E_g = \frac{(Q \Delta P)}{BHP} / 1714 \dots\dots\dots Ec. (III.19)$$

Donde; $(Q \Delta P) / 1714$ es la potencia hidráulica y BHP es la potencia realmente requerida por la bomba para esa diferencia de presiones y capacidad de entrega: Esta fórmula es aplicable para todos los tipos de bomba.

III.6.4. Válvula Controladora de Presión.

PI = Presión Requerida en los quemadores del Calentador
(Se fija en base al tipo y características del quemador): [psia]

Po = Presión de retorno de combustible al tanque de almacenamiento

$$P_o = P_{FB-101} + \Delta P_{f_{P_o - P_R}}$$

Donde: P_{FB-101} = Presión de operación del tanque de almacenamiento [atmosférico]: [psia]

$\Delta P_{f_{P_o - P_R}}$ = Caída de presión por fricción considerada desde el punto de salida de la

válvula de control hasta la línea de llenado de combustible: [psi].

Una vez conocido el flujo máximo y normal, así como las caídas de presión para cada flujo, se puede calcular la capacidad requerida por la válvula, expresada en Cv (coeficiente de la válvula) que es tabulado por los fabricantes en su literatura.

Cv de la válvula:

De acuerdo al principio de conservación de la energía, para flujos circulado a través de un orificio, la velocidad variará de acuerdo a la siguiente expresión:

$$v^2 = K \frac{\Delta P}{G}$$

Donde: V = Velocidad de flujo

ΔP = Caída de presión a través de la restricción.

G = Densidad Relativa.

K = Constante de proporcionalidad

Asimismo se sabe que el flujo (Q) puede calcularse multiplicando la velocidad por el área de flujo

$$Q = v A$$

Relacionando las dos ecuaciones se obtiene la funcionalidad:

$$Q = CA \left(\frac{\Delta P}{G} \right)^{1/2} \text{ ec. (III.22)}$$

entre el flujo (Q), la presión diferencial ΔP la densidad relativa del fluido(G) y el área de flujo(A).

La constante C involucra las constantes de proporcionalidad y cambio de unidades en la medición del flujo.

Aún cuando la ecuación III.22 tiene una sólida base teórica, no toma en cuenta las pérdidas de energía causadas por turbulencia y fricción del flujo a través del orificio. Para compensar lo anterior se adiciona un coeficiente de descarga el cual es distinto para cada tipo de orificio.

$$Q = C_p CA \left[\frac{\Delta P}{G} \right]^{1/2}$$

Dado que el área de flujo es también función única para cada tipo de orificio de flujo, es posible combinar los tres términos en uno solo, que es llamado "Coeficiente de la válvula Cv".

$$Q = \frac{C_v}{CDCA} \left[\frac{\Delta P}{G} \right]^{1/2} \dots\dots ec. \text{ (III.23)}$$

Así pues, el Cv es un índice para comparar las capacidades de flujo de diferentes válvulas bajo un conjunto de condiciones de referencia. Se determina experimentalmente para cada tipo, tamaño y estilo de válvulas y algunos de sus resultados aparecen en la tabla VI (Apéndice).

III.6.5. Válvula de alivio por "expansión térmica" de combustible.

- Cálculo de la masa a relevar.

$$Q = \frac{B H}{500 S C_p} \dots\dots ec. \text{ (III.24)}$$

Donde: Q = Capacidad requerida: [gal/min]

H = Calor suministrado: [BTU/Hr]

S = Densidad relativa del líquido: [ad]

Cp = Capacidad calorífica del líquido BTU/lb°F.

β = Coeficiente de expansión volumétrica. Los valores que se dan a continuación son recomendados por los fabricantes de válvulas de seguridad:

Para agua	B = 0.0001 °F ⁻¹
Para hidrocarburos ligeros	0.001
Para gasolina	0.0008
Para destilados	0.0006
Para residuos	0.0004

- Una vez determinado Q, se procede a estimar el diámetro de orificio de la válvula de alivio:

$$a = \frac{(S)^{0.5} Q}{27.2 K_v K_p K_w (P_a - P_b)^{0.5}} \text{ ec. (III.25)}$$

Donde: a = Área requerida en pul.²

Kv = Factor de viscosidad. Se usa cuando el fluido manejado es muy viscoso. Se calcula de la siguiente forma:

- Se calcula el área del orificio sin tomar en cuenta el valor del factor. Se escoge el orificio nominal con área inmediatamente mayor y se calcula el número de Reynolds que tiene el flujo en estas condiciones:

$$Re = \frac{Q \cdot 2800 \cdot S}{a^{0.5}}$$

Con el Re y el auxilio de la figura VI (Apéndice A), se obtiene el valor de Kv.

- KP : Factor de sobrepresión. Su valor es 1.0 cuando

la sobrepresión es 25%. Si es distinta se utiliza la figura VII(Apéndice A).

- Kw: Factor por contrapresión para líquidos. Se obtiene de la figura VIII(Apéndice A).

- P_b: Contrapresión, en lb/plg². m.

- P_a: Presión de apertura de la válvula en lb/plg². m. Es igual a la presión de ajuste, la cual, es la presión a la que se ajusta el resorte de la válvula. Cuando la presión del sistema se eleva hasta ese valor, la válvula inicia su apertura.

Existen varios criterios para determinar la presión de ajuste, sin embargo, lo más común es igualarla a la presión de diseño del equipo al cual se protege.

- Orificios nominales.

Los fabricantes de tales dispositivos los clasifican en distintos tamaños estándar. Por protección se debe escoger la válvula que proporcione un área efectiva inmediatamente mayor a la calculada.

Orificio Nominal(*)	Area Efectiva	
	pul ²	cm ²
D	0.110	0.7096
E	0.196	1.2645
F	0.307	1.9800
G	0.503	3.2453
H	0.785	5.0650
J	1.287	8.3030
K	1.838	11.8580
L	2.853	18.4000
M	3.600	23.2200
N	4.340	28.0000
P	6.380	41.1600
Q	11.050	71.2900
R	16.000	103.2300
T	26.000	167.7500

(*) Ver Standard 526 del API.

III.7 Sistema de manejo de combustible Gaseoso.

III.7.1 Función

Proporcionar un suministro seguro constante y regulado de combustible gaseoso a los quemadores de los equipos de calentamiento a Fuego Directo de una planta.

Por las características del fluido, este sistema es muy simple en relación al de manejo de combustibles líquidos, ya que solamente está constituido de líneas, dispositivos de regulación y control de presión y flujo del sistema, y un equipo para la separación de posibles partículas líquidas arrastradas por el gas.

III.7.2. Partes.

- Línea(s) de suministro de combustible gaseoso a la planta.
- Equipo de separación de humedad.
- Circuito de Distribución de combustible y dispositivos asociados.
- Dispositivos de quemado

Línea de suministro de combustible gaseoso

Esta línea sirve como enlace entre el gasoducto encargado de proporcionar el fluido a la planta, y el tanque separador de humedad del sistema.

Equipo de separación de humedad.

La principal función de este recipiente es separar las trazas de condensados y humedad, arrastados por el gas, de tal forma que pueda ser entregado a otras unidades de proceso, sustancialmente libres de tales materiales indeseables.

En general, los tanques separadores líquido-gas o líquido-vapor pueden ser verticales u horizontales. Los primeros se prefieren para el manejo de mezclas con una elevada relación de flujo en masa gas-líquido, y usualmente sólo una fase líquida. Aunque, en ciertos casos, la separación líquido-gas puede llevarse simultáneamente con la separación por asentamiento de dos fases líquidas.

Contrariamente, se prefieren separadores horizontales gas-líquido o vapor-líquido para manejar mezclas con una pequeña relación de flujo en masa gas/líquido, y con una sola fase, o mezclas que contengan vapor y dos fases líquidas inmiscibles.

Tomando en cuenta la función que tendrá el recipiente en este sistema, es fácil entender que siempre se preferirá utilizar un separador con malla del tipo vertical.

Por otro lado, adicionalmente a la circulación de combustible fresco proveniente del gasoducto distribuidor a la planta, el recipiente podrá ser utilizado como tanque de mezclado de residuos gaseosos, procedentes de varias unidades de proceso y que también son utilizados como combustible para las unidades de Calentamiento a Fuego Directo.

- Independientemente de la fuente de suministro de gas combustible, el recipiente deberá ser capaz de separar eficientemente las trazas de líquido contenidas en el fluido gaseoso. Para ello, el equipo deberá ser suficientemente largo, de tal forma que se garantice un amplio espacio vapor, favorable para la operación.

No obstante, cuando el combustible es suministrado de alguna refinería (a través de un gasoducto), el personal de la misma deberá responsabilizarse de enviar un fluido seco y listo para su uso. Sin embargo, cuando es suministrado de varias unidades de proceso (como residuo gaseoso), o por la misma planta, necesariamente deberá pasarse al tanque separador, antes de circularlo a los quemadores de los Calentadores a Fuego Directo.

Circuito de Distribución de combustible y dispositivos asociados.

Consiste de un Cabezal de suministro principal de combustible, una línea derivada a cada Calentador a Fuego Directo, un cabezal distribuidor a cada equipo de calentamiento, y disparos de suministro hacia cada quemador. Un arreglo típico se muestra en la figura III.15.

Cabezal de suministro principal.

Abastece el gas combustible proveniente del tanque separador de humedad, hacia todos los equipos de Calentamiento a Fuego Directo de la planta.

Línea de suministro derivada

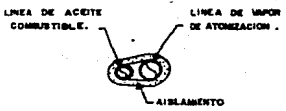
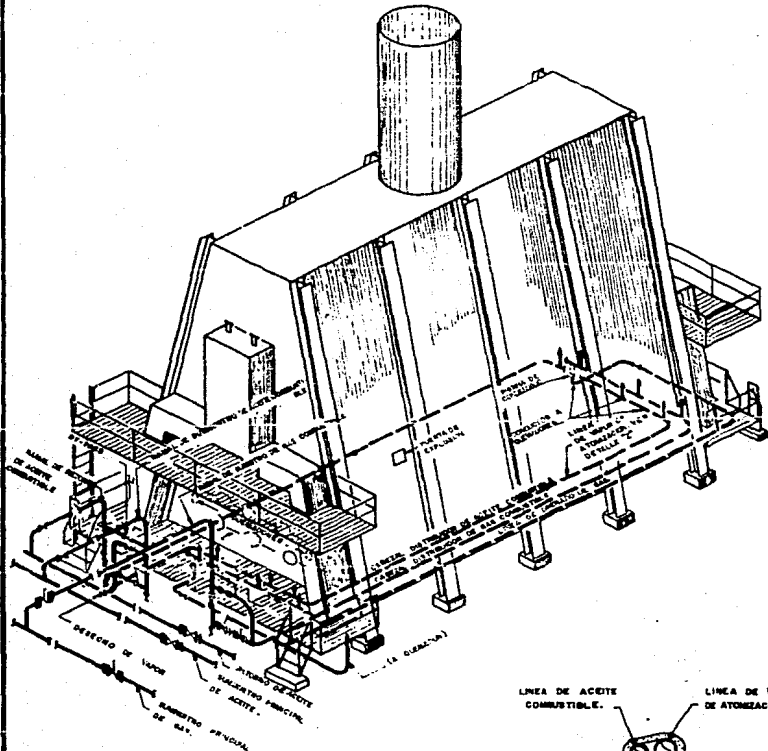
Es necesario instalar al menos una línea de suministro derivada por cada Calentador a Fuego Directo. Se utiliza para conducir el flujo de combustible requerido por cada equipo de calentamiento.

Cabezal Distribuidor.

Uno o más cabezales distribuidores parten de la línea de suministro derivada, llevando el combustible a todos los "disparos" a quemadores y pilotos del calentador.

El cabezal de suministro principal, la línea de sumi-

III.15 - SISTEMA TÍPICO DE COMBUSTIBLE A CALENTADORES A FUEGO DIRECTO .



nistro derivada y los cabezales distribuidores de gas a quemadores y pilotos deben lanzarse a los disparos en forma descendente en la dirección de flujo de gas, evitando especialmente la formación de bolsas, tal como lo muestra la figura de la página anterior. La idea de esta forma de trazado de líneas es arrastrar las trazas de las sustancias líquidas que lograron pasar a través de la malla del tanque separador de humedad o los posibles gases condensados, a un punto suficientemente bajo donde puedan acumularse, y posteriormente ser removidas del sistema.

El cabezal distribuidor puede presentar dos variantes. El trazo seleccionado dependerá básicamente del espacio de instalación disponible, y el número de líneas lanzadas al Calentador.

Cabezal Distribuidor común: Maneja el flujo total de gas requerido en los quemadores y pilotos del calentador.

Cabezales Independientes: De la línea de suministro derivada se desprenden una o más parejas de cabezales, equivalentes al número de celdas del equipo. De cada pareja de cabezales uno de ellos conduce exclusivamente el combustible destinado a los quemadores de la celda correspondiente, mientras que el otro lo distribuye hacia los pilotos de la misma. La figura III.16 muestra un arreglo típico de esta clase de cabezales para un Calentador de dos celdas.

Disparos a quemadores y pilotos.

Son una serie de líneas cortas cuyo número equivale al total de quemadores y pilotos con que cuenta el equipo. Por cada disparo se conduce el flujo de gas que se requiere quemar ya sea en el quemador o piloto, dependiendo del disparo de que se trate. La figura III.15 muestra la proyección de tales disparos.

Los disparos que suministran el gas tanto a quemadores

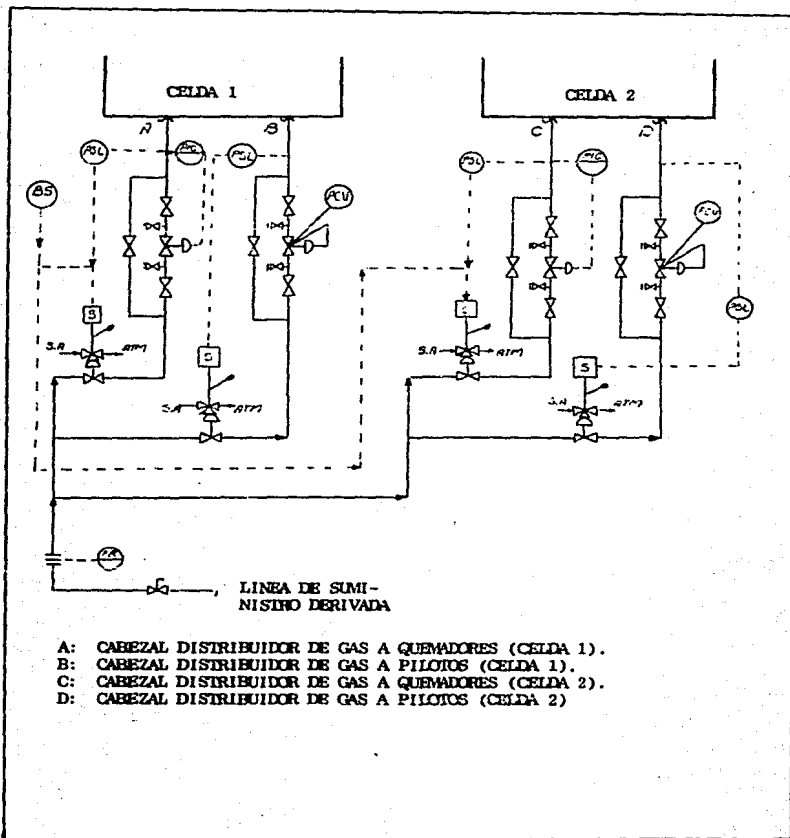


Figura III.16.- Cabezales Independientes..

como a pilotos deben proyectarse por la parte superior del cabezal distribuidor de combustible correspondiente, buscando con ello minimizar el posible arrastre de partículas líquidas. Cada uno de los disparos dirigidos a los quemadores debe contar con un juego de válvulas del tipo macho-globo, colocado inmediatamente antes de unirse al quemador. La idea de instalar una válvula "macho" por disparo, es bloquear completamente el flujo a cualquiera de ellos por requerimientos de mantenimiento o reparación, sin perturbar la operación de los demás integrantes.

Por su parte, la válvula de globo se instala básicamente para permitir que el flujo de llegada a cada uno de los quemadores sea continuo y sin variaciones apreciables, permitiendo un mejor control en el flujo del fluido.

En cuanto a disparos dirigidos a pilotos, solo necesitan válvulas de tipo "macho" debido a que el flujo que manejan es pequeño, y de acuerdo a su filosofía de operación se dispondrá de un ágil corte del fluido. La figura III.17 muestra con detalle la proyección de los disparos de gas combustible a un equipo de Calentamiento a Fuego Directo compuesto por una celda y 18 quemadores.

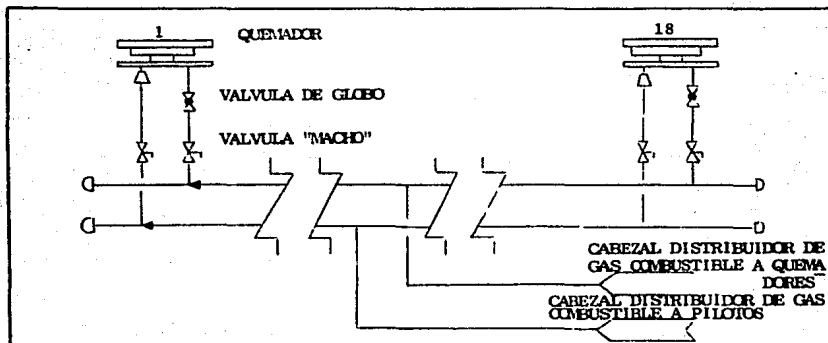


Figura III.17.- Proyección de disparos de gas combustible hacia un equipo de Calentamiento a Fuego Directo.

Pierna de Condensados.

Es un dispositivo conectado a la parte más baja del Cabezal Distribuidor y cuya función es recolectar el gas que pudiera condensarse en algunas regiones de circuito.

Línea de Drenado

En esta se descarga el fluido condensado que se acumula en cada una de las piernas del condensado del sistema.

Cada pierna de condensados instalada en el sistema cuenta con una conexión para la línea de drenado de una pulgada de diámetro o un poco mayor en caso de manejarse combustibles gaseosos con relativamente mayor tendencia a la condensación y superior grado de humedad. La conexión debe ubicarse físicamente en el punto más bajo del cabezal distribuidor tal como lo muestra la figura III.15 , y unirse a la tubería de drenado de gas que descarga normalmente a algún disparo proyectado a los quemadores de la planta o a un sistema de recuperación.

Las válvulas de drenado de cada Calentador a Fuego Directo se instalan preferentemente en extremos opuestos y de forma adyacente para lograr con esto su rápida identificación y accionamiento.

Válvula de corte manual de combustible "De 15 metros".

Es muy importante instalar una válvula de corte de combustible (tipo macho), sobre el cabezal de suministro principal, o bien, sobre la línea derivada a cada Calentador. La selección de una u otra alternativa se efectúa considerando la facilidad de su accionamiento por parte del personal operativo.

En caso de intervenir más de un equipo de Calentamiento

to Directo en el proceso, la válvula tendrá que colocarse sobre el cabezal de distribución principal. Sin embargo, cuando el proceso sea tal que cada equipo pueda sacarse de operación individualmente, convendrá instalar una por cada línea de suministro derivada y a una distancia de aproximadamente 15 metros de la unidad, ya que de esta forma se podrá agilizar la acción de corte de combustible, sin grandes riesgos para el operador.

Control de Presión del Sistema

Con el propósito de cumplir con la presión requerida en los quemadores del Calentador a Fuego Directo es necesario contemplar algunos dispositivos de control, tales como las válvulas controladoras de presión.

La válvula se instala generalmente sobre la línea de suministro derivada, posterior al tanque separador de humedad.

Aunado a esto, es conveniente disponer de un pequeño "by-pass secundario, colocado en forma paralela al "by-pass" de la válvula de control. Su diámetro debe ser capaz de mantener un pequeño flujo de combustible (de quemado), en caso de que la válvula controladora quedase bloqueada accidentalmente. Es bueno apuntar que la válvula integrada al "by-pass" secundario no debe utilizarse como dispositivo de regulación, aunque debe mantenerse ampliamente abierta durante la operación.

Más aún, tomando en cuenta que la presión de los quemadores es en la mayoría de las veces distinta a la de los pilotos, es recomendable contar también con válvulas controladoras de presión sobre los cabezales distribuidores de gas a quemadores y pilotos, tal como lo muestra la figura III.16.

Las válvulas de selenoide consideradas en la figura

III.16 operarán cuando el interruptor (PSL) envíe una señal de apertura por baja presión en los cabezales distribuidores de gas tanto a quemadores como a pilotos.

III.8. Criterios de Diseño.

III.8.1. Equipo de separación de humedad

Presión: La presión del recipiente se establece normalmente en función a la presión de operación de los quemadores del Calentador a Fuego Directo.

De información proporcionada por fabricantes (Ref. 12), la presión de operación para quemadores convencionales de gas están en el siguiente orden:

Componente	Presión de Operación Psig.
Quemadores	15 a 30
Pilotos	5

Con esto, la presión de operación del tanque o recipiente será algunas libras arriba de la presión de operación de los quemadores.

Presión de Diseño: Se define como la presión de operación normal más un 10% de ésta, ó la presión de operación normal más 2 -- Kg/cm². (La que sea mayor). Ref. (5).

Temperatura.

La temperatura de operación normal podrá ser la correspondiente al gasoducto surtidor de gas a la planta. Comúnmente la temperatura ambiente del lugar.

Temperatura de Diseño = 15°C + Temperatura de Operación normal. Ref. (5).

Capacidad.

El tanque separador de combustible se diseñará para un flujo igual a los requerimientos simultáneos de gas para todos los Calentadores a Fuego Directo operados normalmente en la planta.

Relación Longitud-Diámetro

La longitud del recipiente deberá ser aproximadamente dos veces el diámetro del mismo, o mayor.

Humedad.

Se considera que el líquido representa el 0.2% en peso del flujo de combustible manejado.

Tiempo de Residencia del Líquido.

El tiempo de residencia entre el nivel mínimo y máximo será de aproximadamente 17 Hs, considerando que se drenará una vez por día.

Boquillas.

Entrada y salida de gas combustible.

El dimensionamiento de estas boquillas se hará de modo análogo al de las líneas que circularán el gas combustible a todo el sistema.

Venteo.

Las boquillas de venteo normalmente se instalan sobre

las tuberías conectadas al recipiente, siempre y cuando dichas tuberías salgan por la parte superior del mismo, y no existan válvulas o bridas ciegas entre el recipiente y el venteo.

El diámetro de la boquilla de venteo deberá ser cuando menos dos diámetros nominales inferior al de la tubería en la cual se colocará. Por otra parte, el diámetro mínimo de una boquilla de venteo que se tenga que conectar sobre un recipiente, será de 1 1/2", teniendo presente que es la mínima conexión que puede hacerse en forma bridada.

Las dimensiones de las boquillas de venteo dependen en términos generales de la capacidad volumétrica del recipiente, de acuerdo a la siguiente tabla.

Capacidad del recipiente(Lt)	Diámetro de la boquilla de venteo, puig.	Instalación
1400 o menores	3/4" Ø	sobre tubería
1401 - 17000	1" Ø	sobre tubería
17001- 71000	1 1/2" Ø	sobre tubería ó recipiente
71001 ó mayor	2" Ø	sobre tubería ó recipiente.

Tabla III.27 . Boquillas de venteo (Dimensiones).

Drenaje.

Normalmente se instalarán en el punto inferior de los recipientes, exceptuando el caso de tanques cuya boquilla de descarga de líquido no tenga una proyección interna en el mismo.

Las boquillas de drenaje conectadas sobre las líneas

de fondos asociadas al recipiente, deberán ser al menos dos diámetros nominales inferiores al de esta tubería.

Las dimensiones de las boquillas de drenaje dependerán en términos generales, de la capacidad volumétrica del recipiente, de acuerdo a la siguiente tabla:

Capacidad del recipiente(Lt)	Diámetro de la boquilla de drenaje, in.	Instalación.
1400 ó menores	1"	En tubería
1401 - 5700	1 1/2"	En tubería o sobre el recipiente
5701 - 17000	2"	En tubería ó sobre el recipiente.
17001 ó mayor	3"	En tubería ó sobre el recipiente.

Tabla III.28 . Dimensiones de las boquillas de Drenaje

Conexión de Servicio

Normalmente se instalan en la parte lateral inferior de cada recipiente, o en algún otro lugar que lo requiera. El diámetro nominal de estas conexiones es de 2".

Boquillas de control de nivel.

Por lo general se instalan dos boquillas para el control de nivel en este tipo de recipientes, utilizándose conexiones brindadas de 1 1/2" para tal fin. La boquilla de nivel mínimo se instalará a la misma altura de tal nivel (normalmente 6"); La boquilla de nivel máximo se instala comúnmente a una distancia de 6" sobre tal nivel, excepto donde, por la naturaleza del desplazador, se especifique un valor

diferente.

Registro de Hombre

Diámetro Requerido: Se considerarán normalmente registros de 18" de diámetro (nominal), exceptuando el caso de recipientes con mallas, en los que se recomienda utilizar registros de hombre de 20" de diámetro.

Número Requerido: Se requiere normalmente un solo registro de hombre, exceptuando los casos de recipientes especiales (desaladores, reactores, etc.); que pudieran requerir un número mayor para facilidad de acceso por instalación y mantenimiento de los internos.

Malla separadora

Estos elementos separadores estacionarios son hechos con alambre ó materiales plásticos tejidos de pequeños diámetros (de 0.0076 a 0.011) cm, ó mayores. Pueden presentarse también en forma de almohadillas que sirven como superficie de choque para separación de partículas de líquido.

Arreglos de mallas

Existen varios tipos de mallas disponibles, las cuales se identifican por el espesor, densidad, diámetro de alambre y arreglo del mismo. La tabla III.29 proporciona las propiedades comerciales mas comunes en que se presentan las mallas.

Las almohadillas tejidas pueden conseguirse en materia les capaces de formarse en hilos, esto incluye: aceros inoxidables, monel, níquel, cobre, aluminio, acero al carbón, tántalo y polietileno.

Para seleccionar una malla en particular es preciso determinar la velocidad máxima del fluido circulado por el recipiente y en base a ello, se selecciona una malla tan adecuada como sea posible a tal condición. Para una malla en posición horizontal, la ecuación empleada es la siguiente:

$$V_a = \left[\frac{d_L - d_u}{d_u} \right]^{1/2} K \dots \text{ec. (III.26)}$$

Donde K = Factor de correlación, función del tamaño de la gota, viscosidad del líquido, espacio vapor, tipo de trampa de malla, etc.

d_L, d_u = Densidades del líquido y vapor (lb/ft³)

En la tabla III.30, presenta algunos valores de K para mallas tejidas.

Velocidad de paso

Las velocidades elevadas se preferirán en el caso de manejar nieblas muy finas, con objeto de eliminar las partículas pequeñas, usando frecuentemente dos almohadillas de mallas en serie, operando la segunda malla a una velocidad inferior para eliminar las gotas mayores aún arrastradas después de haber pasado por la primera malla.

Asimismo, las velocidades muy altas llevarán el líquido a la parte superior de la malla, con riesgo de establecer una condición de inundación y posteriormente de arrastre de líquido de la superficie de la malla.

Por su parte, las velocidades muy bajas permitirán que las partículas pasen a través de la malla y sean acarreadas con el gas o vapor de salida.

Tabla III.29 . Identificación de tipos de mallas de alambre.

Tipo General	Densidad*		A r e a		Espesor **		Ef. mín. % peso	Aplicación
	g/cc	lb/ft ³	cm ² /cm ²	ft ² /ft ²	cm	in		
Alta eficiencia	0.192	12	3.77	115	10.2	4	99.9	Relativamente limpio
Eficiencia normal	0.144	9	2.79	85	10.2	4	99.9	General
Ef. óptima VH ef., tipo Wound.	0.208- 0.224	13-14	3.93	120	10.2	4	99.9	Muy alta eficiencia
Herringbone. Flu- jo elevado, baja densidad.	0.08 - 0.112	5-7	2.13	65	10.2- 15.2	4-6	99.0	Servicios con sólidos Materiales sucios.

* Si la malla es de níquel, monel o cobre, multiplicar el valor de la densidad (la cual es para acero inoxidable) por 1.13.

Tabla III.30 : Valor de K para mallas tejidas.

Servicio	K	Tipo general de malla
Fluidos limpios, carga moderada de líquido -- para el 90% de las situaciones de proceso	10.7 a 10.98 10.7 7.62	Normal Alta eficiencia Muy alta eficiencia
Alta viscosidad y sólidos suspendidos.	12.20	Baja Densidad Flujo elevado
Operaciones al vacío		
2" Hg abs.	6.10	Normal
16" Hg abs.	8.23	Alta eficiencia
Material Corrosivo	6.40	Alambre recubierto de plástico.

El fondo de la malla deberá estar por lo menos a 30.5 cm de la superficie líquida.

Para la mayoría de los casos se tienen muy buenas separaciones de partículas líquidas para velocidades del (30 al 100) % de la velocidad óptima disponible (ecuación III.26). La velocidad mínima disponible será del 10% la del valor calculado por tal ecuación.

La velocidad de inundación de la malla será generalmente de (120 a 140) % de velocidad máxima disponible.

Generalmente, las velocidades máximas disponibles son inferiores bajo condiciones de presión, y mayores bajo condiciones de vacío.

Velocidad de Diseño

Con objeto de contar con un margen de seguridad para inestabilidades, variaciones en la cantidad de líquido arrastrado por el gas o vapor y discrepancias en el tamaño de partícula y propiedades físicas, se tiene que

$$V_D = 0.75 V_a$$

Donde: V_D = Velocidad de diseño: (ft/s)

V_a = Velocidad óptima disponible

Eficiencia

Para la mayoría de aplicaciones, la eficiencia será de 98% aproximadamente, siempre y cuando se cumpla con el rango de velocidad de operación. Para los sistemas de hidrocarburos líquido-gas natural, se garantiza que no permanecerá en la corriente gaseosa más de 0.1 galones de Líquido por millón de pies cúbicos de gas.

Para un arrastre promedio de líquido de proceso, la malla será capaz de eliminar partículas hasta de 5 micrones. Partículas más pequeñas requerirán al menos dos almohadillas de alambre.

Caída de Presión

La caída de presión a través de unidades de mallas de alambre generalmente es muy pequeña, del orden de 2.5 cm de agua para una almohadilla con un espesor de 10 a 15.2 cm. Para la gran mayoría de aplicaciones la caída de presión es despreciable. Sin embargo, la existencia de sólidos en la corriente puede hacerla apreciable, debido a su constante acumulación. Una almohadilla de 30.5 cm puede requerir una caída de 7.6 cm de agua.

Instalación

Aún cuando el recipiente sea horizontal o vertical, la malla siempre debe estar en un plano horizontal para mejor drene.

Ya que el material no es autosoportable en tamaños mayores a 30.5 cm de diámetro, requiere barras de soporte en algún punto del recipiente. En la mayoría de los casos, también es conveniente instalar barras de retención en la parte superior de la malla, de acuerdo a las instrucciones de fabricantes, ya que el material tenderá a subirse con la pulsación repentina del gas ó vapor en el sistema.

III.8.2.-Tuberías del Sistema

Las líneas distribuidoras de gas comprendidas en el sistema se dimensionarán en base a una caída de presión de 0.2 a 0.5 psig, por cada 100 piés de tubería. Ref. (9)

Aislamiento

En los climas extremadamente fríos, es conveniente aplicar aislamiento al sistema de líneas para minimizar la pérdida de calor.

III.9 Procedimiento de Diseño

III.9.1 Tanque Separador de Humedad.

Para los sistemas gas-líquido o vapor-líquido que se encuentran comúnmente en aplicaciones de proceso, la ecuación de Sounders-Brow que a continuación se presenta, se emplea para calcular la velocidad de gas o vapor permitida:

$$V = K[(d_L = d_g) / d_g]^{1/2} \dots \text{Ec. (III.26a)}$$

Donde: d_L = Densidad de la fase líquida: [lb/ft³]
 d_g = Densidad de la fase gas ó vapor: [lb/ft³]
 K = Factor adimensional; 0.35 para un tanque vertical con malla separadora
 V = Velocidad de gas ó vapor permitido: [ft/s]

Con esto, el área requerida será entonces:

$$Ar = Qg/V \quad V = Qg/Ar \quad \text{y} \quad Ar = \frac{\pi D_t^2}{4}$$

Donde: Qg = Flujo volumétrico del gas ó vapor: [ft³/seg]
 Ar = Area transversal del recipiente requerida: [ft²]
 D_t = Diámetro interior del Recipiente [ft]

De las relaciones anteriores se tiene que:

$$V = \frac{4 Qg}{\pi D_t^2} \therefore D_t = \left[\frac{4 Qg}{\pi V} \right]^{1/2} \dots \text{ec. (III.27)}$$

Ya obtenido D_t , ajustarlo a un diámetro comercial.

Determinación de la longitud del Recipiente:

De acuerdo a la figura III.18 , la longitud del recipiente es:

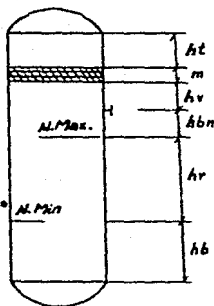


Figura III.18.- Longitud del Recipiente.

$$L = h_t + m + h_v + h_{bn} + h_r + h_b \dots \text{ec. (III.28)}$$

Donde: h_t = 1 pie de tolerancia entre la malla y el recipiente.

m = 0.5 pies (aproximadamente), de espesor de la malla separadora.

$$h_v = 0.2 D + 3 + \phi/2, \text{-----[ft]}$$

D = Diámetro requerido del recipiente, ajustado al comercial-----[ft]

ϕ = Diámetro de la boquilla de alimentación: - [ft]

h_{bn} = Tolerancia permitida entre la alimentación y el nivel máximo de líquido en el recipiente.

$$h_{bn} = 0.2 D + 0.5 + \phi/2 \quad \text{[ft]}$$

h_r = Distancia entre el nivel máximo y mínimo del líquido en el tanque. Considerar dos pies como mínimo.

Para determinar la altura del líquido se tiene:

$$h_r = Q_L Q_r / A \quad \Rightarrow \quad h_r = Q_L Q_r / A$$

Q_L = Flujo volumétrico del líquido: [ft³/min]

Q_r = Tiempo de residencia del líquido: [min]

A = Area transversal interna del recipiente: [ft²]

h_b = Nivel mínimo del líquido (normalmente 0.5 ft)

L = Longitud del Recipiente (ft).

III.9.2 Dimensionamiento de Líneas.

El procedimiento de dimensionamiento del sistema se realiza de modo iterativo tomando en consideración los criterios de diseño de líneas apuntados en la sección anterior.

III.10 Dispositivos de Quemado de Combustible.

Las funciones básicas de cualquier dispositivo de quemado son:

Propiciar la flama a las áreas de quemado del CAFA

Iniciar y mantener la ignición en dichas áreas

Mezclar el combustible y el aire

Mezclar el combustible y el vapor de atomizado, en caso de que se manejen combustibles líquidos.

Suministrar el combustible y aire ó vapor de atomizado a una presión tal que garantice una alta eficiencia de quemado.

III.10.1 Tipos de Quemadores.

De acuerdo al tipo de combustible utilizado, los quemadores pueden clasificarse en:

- Quemadores de Gas combustible
- Quemadores de Combustible Líquido
- Quemadores de Combustible Sólido

Sin embargo, dado que en las refinerías, únicamente se dispone de combustible líquido y gaseoso para efectuar el calentamiento requerido en sus diferentes procesos, la parte que a continuación se presenta solo aplica para los quemadores que manejen alguno o ambos de estos dos tipos de combustible.

III.10.1.a Quemadores de Combustibles Líquidos.

Un combustible líquido para quemarse eficientemente y proporcionar una carga calorífica satisfactoria debe atomizarse, o de ser posible, llevarse a un estado de vaporización o gasificación, luego mezclarlo con aire y aplicarle una chispa continúa para sostener una combustión uniforme y completa.

Como se sabe, la gasolina, los gases licuados y las naftas se queman fácilmente a la temperatura ambiente debido a su elevada volatilidad, es decir, a su fuerte tendencia de cambio del estado líquido a vapor ó gas, a temperaturas ordinarias.

Entre más rápido cambie al estado vapor un combustible líquido, más fácilmente se quemará y menos complicado resultará el mecanismo requerido para efectuar el mezclado combustible-aire-vapor.

Así mismo, cuando más pesado resulte ser el combustible líquido (tal es el caso de combustóleo), más difícil será el cambio al estado vapor, y por tanto, más complicado el mezclado con aire. Por esta razón, cuando se manejan este tipo de combustibles, se implementan al quemador algunos dispositivos especiales ó se diseñan de modo tal que provoquen el atomizado del líquido, formando así una mayor superficie de quemado, y en consecuencia, una eficiente combustión.

De acuerdo a la manera en que realizan el atomizado los quemadores de combustible líquido, se pueden clasificar en:

- Mecánicos
- Por impacto

Mecánicos.

Los quemadores que atomizan mecánicamente se basan en el movimiento giratorio de la boquilla, la cual hace que se fragmente en pequeñas gotitas el combustible para que inmediatamente después se ponga en contacto con el aire, produciendo una mezcla adecuada para la combustión.

Quemadores Rotatorios de Atomizado Centrífuco.

Este tipo de quemadores utilizan la fuerza centrífuga para lanzar desde el borde de una copa rotatoria el combustible líquido en forma de hoja cónica, la cual se fragmenta fácilmente en una esprea.

Aire a baja presión se admite a través de un espacio anular en torno a la copa rotando. Si la velocidad del aire es elevada, se tiende a empujar la esprea hacia un cono angosto, pero, si la velocidad de rotación de la copa es muy alta, tiende a vencer el efecto de la corriente de aire produciendo así un ángulo pronunciado de espreado. La forma del rociado se determina también por la posición relativa de la copa y

el orificio del aire.

Los quemadores de copa rotatoria horizontales son usados en calderas y hornos de proceso que no manejen elevadas temperaturas, ya que cuentan con motores eléctricos y algunos otros dispositivos delicados. Estos quemadores generalmente manejan aceites ligeros y capacidades de 1/2 a 5 GPM.

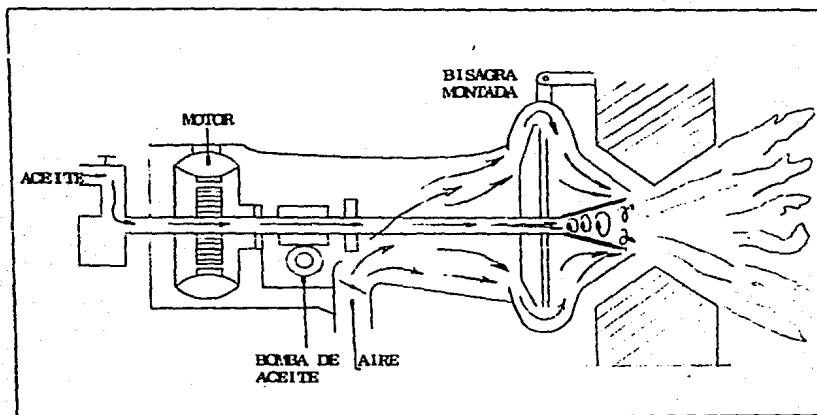


Figura III.19 .- Quemador Rotatorio Horizontal de --
Atomizado Centrifugo. Queman aceites ligeros a baja presión. El aire es--
inyectado normalmente a 3lbs. Ocasionalmente son utilizados para el quema--
do de aceites pesados, siempre y cuando estos sean calentados a temperatu--
ras que abatan la viscosidad del fluido a aproximadamente 150 SSU. Son am--
pliamente adaptables a las calderas de control automático.

Por impacto.

En los quemadores que atomizan por impacto se pone en

contacto íntimo el combustible con la sustancia atomizante (generalmente - vapor ó aire) a media o baja presión, generando una mezcla uniforme de gotitas de combustible en el medio dispersante.

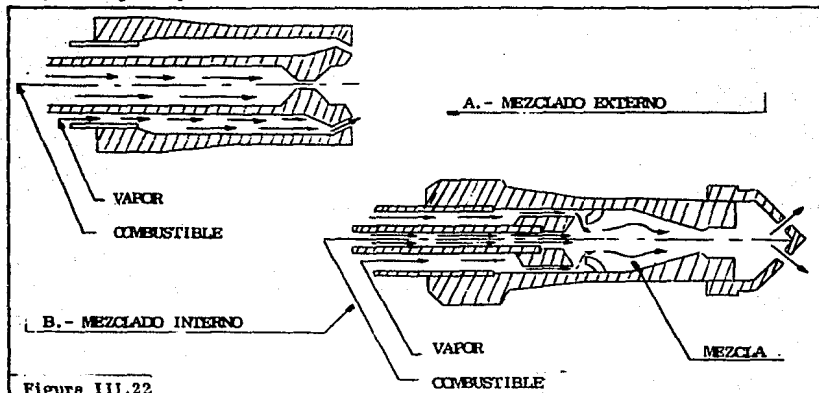
En un gran número de Refinerías y Plantas de Proceso el medio dispersante más utilizado es vapor, debido a que la mayoría de las veces es generado en la propia planta. Aunque existen una gran variedad de quemadores que emplean aire para el atomizado.

Requerimientos para un buen atomizado.

Es necesario mezclar íntimamente una buena cantidad de vapor con el flujo de aceite. El primero debe inyectarse a alta velocidad y en forma turbulenta para garantizar una rápida transferencia de masa en la superficie de las partículas de aceite.

El calor de la flama deberá radiarse a la vecindad de la esprea.

La figura III.20.- muestra dos tipos de quemadores -- que manejan vapor como medio atomizador.



Una vez que el vapor de atomizado ha fraccionado el -- combustible, se efectúa la mezcla con el aire. Al salir la mezcla Vapor-- Combustible por la boquilla, se lleva a cabo su expansión, croándose atrás de la boquilla un vacío que se llena con aire. Este se mezcla con el combustible atomizado y posteriormente se pone en contacto con una cantidad adicional de aire, quedando listo para la combustión. El aire que se mezcla con el combustible en primera instancia es denominado "aire primario".

Aplicación de la Chispa: La chispa se aplica continuamente mediante la incandescencia del refractario en la entrada de la llama del hogar. La llama o mezcla del quemador deberá pasar apenas rozando el refractario, con lo cual permanecerá éste incandescente. Al pasar la flama de esta manera provocará turbulencias que son necesarias para efectuar la mezcla. La flama no deberá chocar prácticamente con la pared de refractario debido a que se puede depositar carbón y afectar sensiblemente la combustión. Tampoco pasará muy separada del refractario porque no se aplicaría la chispa necesaria para la combustión.

... Quemadores de Aceite con Atomizador por medio de Aire-- a Baja Presión.

Utilizan una cantidad relativamente elevada de aire (a 1 o 2 lbs de presión) como medio de atomización del aceite. Una buena recomendación consiste en mezclar alrededor de 150 ft³ de aire de atomización -- por cada galón de aceite alimentado. Aunque evidentemente este dato es -- aproximado ya que puede sufrir variaciones dependiendo del diseño del atomizador y la viscosidad del aceite. Los atomizadores de aire a baja presión se diseñan usualmente para manejar combustibles líquidos de 100 SSU -- de viscosidad. La presión del aceite al quemador es del orden de 5 (psig) presión suficiente para tener un adecuado control de flujo.

La figura III.21a,b . Ilustra un quemador de aceite con

aire de atomizado a baja presión. La entrada a este tipo de quemador es controlada por una válvula de corte colocada en la línea de aire. El aire de atomización no deberá bloquearse. Es entregado al quemador por medio de una conexión de aire de atomización separada que by-pasea la válvula de control en la línea de aire principal.

El flujo de aire principal puede cortarse completamente por bajo quemado y en caso de arranque del equipo. La mínima proporción del quemado y recirculación queda determinada por la relación de quemado del aire de atomizado. Asimismo, la presión de aire de atomización deberá permanecer constante para todas las proporciones de quemado.

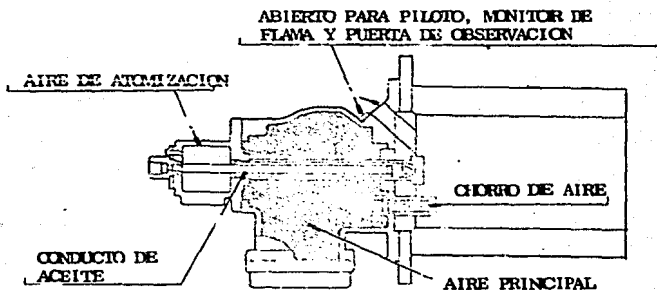


Figura III.21a.- Quemador de aceite con aire de atomizado a baja presión. El aceite ligero es esreado mediante el aire de atomización. Algunos diseños de este tipo de quemadores son capaces de vaporizar aceites combustibles pesados, siempre y cuando sus viscosidades sean reducidas al rededor de 100 SSU.

Generalmente este tipo de atomizadores manejan capacidades de 1 a 10 gpm de aceite. Sus ventajas mas apreciables se presentan a continuación:

No se manejan altas presiones en el manejo de estos dispositivos.

Los orificios de acceso de aceite y aire son relativamente grandes, por lo cual se minimiza su mantenimiento.

No cuentan con partes delicadas

Pocas complicaciones de operación y control

Flexibilidad para cambiar en cargas de combustible

Son fáciles de instalar, no presentan partes móviles y son de económica operación.

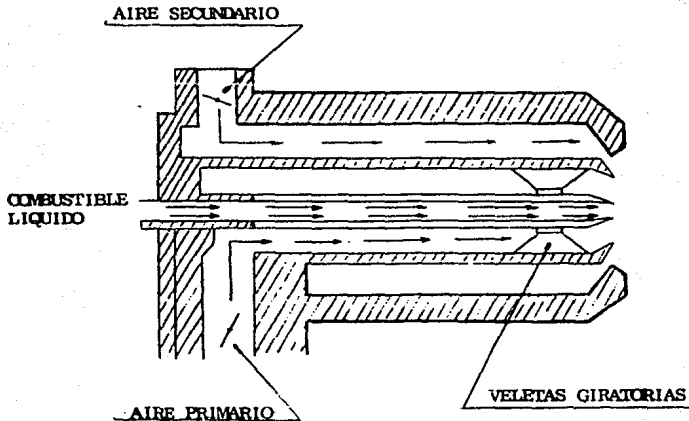


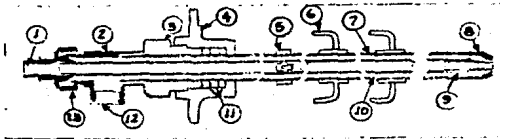
Figura III.21b.- Atomizador de Aire a Baja Presión.

El aceite es enviado por la bomba a una presión de -- 25 psig. El aceite se esprea por el orificio, e inmediatamente después se mezcla con una corriente de aire primario para formar la mezcla. El aire secundario es aplicado para dar el exceso requerido en el proceso de combustión.

Quemadores con aire ó vapor de atomizado a alta presión.

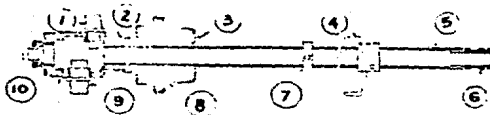
Se utiliza vapor ó aire comprimido para fraccionar la **afluencia** de aceite y llevarla al espacio donde se efectuará la combustión. La alta velocidad de las partículas de aceite, en relación al aire, producen una acción barredora, requerida para una fácil vaporización del combustible. Estos quemadores pueden atomizar una gran variedad de aceites (tanto pesados como ligeros). El aire comprimido o vapor se inyecta a una presión de 5 a 150 psi. El consumo de vapor puede variar de 1 a 5 libras por galón de aceite y aire comprimido de 22 a 100 ft³ estándar por galón, dependiendo del diseño, tamaño de atomizador y la velocidad de aceite. Para el tipo de mezclado externo, la presión recomendada en el quemador es de 5 a 10 psi. Y para los del tipo "emulsión" (en los cuales el aire y aceite se mezclan en la unidad), la presión del aceite y la del vapor ó aire son similares. La naturaleza compacta de estos atomizadores los hace fácilmente adaptables para ser convertidos a quemadores de gas.

Las figuras III.22 a, b, c, d, muestran algunos típicos de esta clase de quemadores.



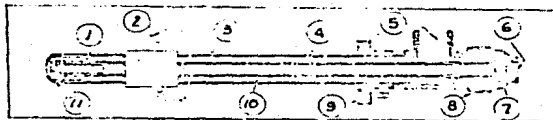
- 1 Entrada de Aceite Combustible
- 2 Cuerpo
- 3 Cavidad de la tuerca
- 4 Soporte del Quemador
- 5 Abrazadera del Cuerpo del Quemador
- 6 Retén del Quemador
- 7 Tubo de Vapor
- 8 Boquilla de Vapor
- 9 Boquilla de Aceite Combustible
- 10 Tubo de Aceite Combustible
- 11 Empaque
- 12 Entrada de Vapor o Aire Comprimido
- 13 Cuerpo de Unión de la Tuerca

Figura III.22a.- Atomizador de aceite con mezclado externo: Utiliza vapor o aire comprimido. El tubo de aceite en forma recta puede ser fácilmente limpiado.



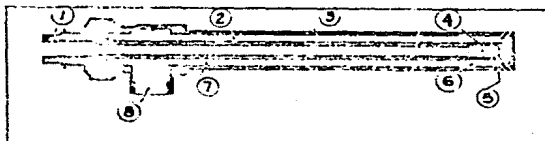
- | | |
|--------------------------------------|------------------------|
| 1 Orificio de entrada de Combustible | 6 Boquilla de Emulsión |
| 2 Cavidad de la tuerca | 7 Retén del Quemador |
| 3 Soporte del Quemador | 8 Empaque |
| 4 Abrazadera del Cuerpo del Quemador | 9 Orificio de Vapor |
| 5 Tubo de Emulsión | 10 Cámara de Mezclado |

Figura III.22b.- Atomizadores de "emulsión" o mezclado interno (requieren poco vapor de limpieza): Están limitados para elevadas porciones de quemado, requieren alta presión de aceite y vapor, consumiendo más vapor por galón de aceite.



- | | |
|-----------------------------|--------------------------------|
| 1 Boquilla de Combustible | 7 Resorte |
| 2 Extremo del Medidor | 8 Cuerpo de Unión de la Tuerca |
| 3 Tubo de Vapor | 9 Soporte del Quemador |
| 4 Soporte del Tubo de Vapor | 10 Conducto de Combustible |
| 5 Vapor o aire comprimido | 11 Boquilla de Emulsión |
| 6 Entrada de Combustible | |

Figura III.22c.- Los atomizadores tipo emulsión pueden diseñarse para - cierto ángulo de espreado; estos,preveen un mejor atomizado a bajas presiones del vapor, siendo su consumo bajo.



- | | |
|---------------------------|---------------------------|
| 1 Entrada de Combustible | 7 Tubo Soporte |
| 2 Conducto de Combustible | 8 Vapor o Aire comprimido |
| 3 Conducto de Vapor | |
| 4 Boquilla de Combustible | |
| 5 Boquilla de Emulsión | |
| 6 Pierna | |

Figura III.22d.- Atomizadores tipo emulsión para un amplio ángulo de espreado.

Quemadores de Atomización con presión de aceite.

Cuando un aceite se expande después de haber pasado a través de un pequeño orificio, tiende a fragmentarse en forma de rocío de finas gotas. Este es el principio utilizado en los atomizadores con presión de aceite y que normalmente se diseñan para operar con aceite a 100 - psig y a viscosidades menores de 50 SSU, aunque pueden trabajar a presiones un tanto menores (75 psig) y viscosidades hasta de 100 SSU.

En todos los quemadores (excepto para los de atomización mecánica), la capacidad de flujo queda limitada por el volumen de vapor o aire que circula por el generador. Sin embargo, en los de atomización con presión de aceite, la capacidad queda gobernada por el tamaño de orificio de descarga del aceite y su presión disponible. Cuando se efectúa el espreado en la cámara de combustión, los glóbulos de aceite se mezclan uniformemente con el aire presente en la misma, y de esta manera, la proporción del quemado queda controlada por la cantidad de aceite permitido en la cámara.

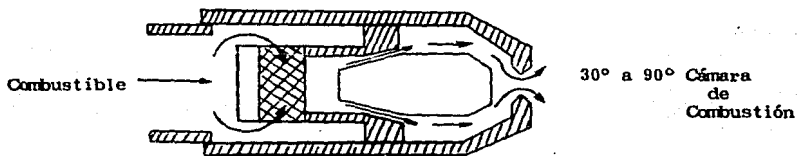


Figura III.23 . Quemador de atomización con presión de aceite, tipo flujo directo. Es útil para una amplia gama de aceites ligeros y pesados (calentados a 150 SSU). Las presiones del aceite pueden ser de 50 a 1000 psig, y su capacidad se extiende a los 400 GPM.

III.10.1.b. Quemadores de Gas.

Hacer una mezcla de gas combustible-aire para efectuar una combustión, requiere un equipo mecánico mucho menos complicado que el utilizado para los quemadores de combustibles líquidos. Como los gases se mezclan entre sí, manteniéndolos suficiente tiempo en contacto, el verdadero problema consiste en efectuar una mezcla con la rapidez necesaria para sostener una combustión uniforme y continua.

De acuerdo a la forma de mezclado, los quemadores de combustibles gaseosos se clasifican en:

- Quemadores de Gas mezclado en la Boquilla.
- Quemadores de Gas que aspiran aire o de premezclado

Quemadores de gas de mezclado en la boquilla.

En estos dispositivos el gas es descargado por un número determinado de orificios pequeños, los cuales producen corrientes de gas en forma de "Chorros". Comúnmente, estos agujeros se diseñan de tal manera que produzcan una turbulencia en el espacio quemador-refractario, generándose un movimiento rotatorio en forma de cuerda de tornillo. La principal característica (y a eso se debe su clasificación), es que el mezclado entre el gas y el aire se efectúa a la salida de la boquilla del quemador.

La figura III.24 muestra dos quemadores de gas que presentan estas características.

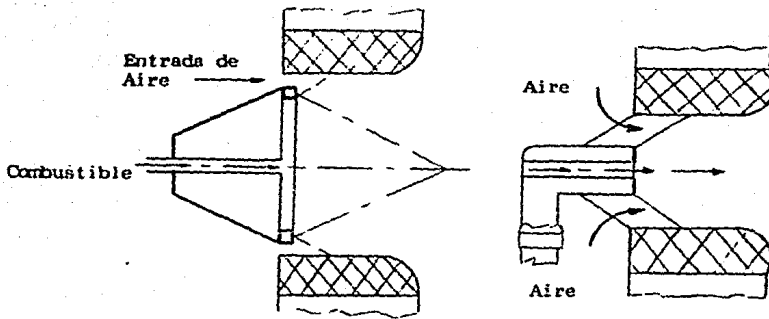


Figura III.24.- Quemadores de gas con mezclado en la boquilla.

Quemadores de gas tipo premezclado.

En este tipo de quemadores, parte de aire y gas se mezclan en el quemador, antes de salir por la boquilla. Son similares a los que se tienen en las estufas domésticas. La siguiente figura muestra un quemador de gas de estas características.

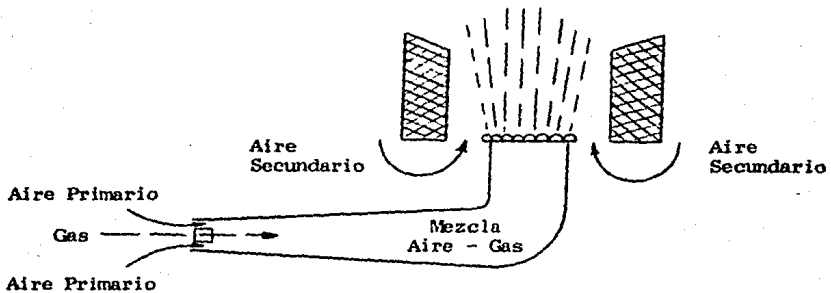


Figura III.25 : Quemador de Gas tipo Premezclado

Debido a que el gas se expande por el pequeño orificio de la alimentación y aunado a la forma geométrica del quemador, se produce un vacío que tiende a llenarse con aire, mismo que forma una mezcla casi completa para la combustión. El aire faltante (secundario) se proporciona en la boquilla del quemador.

III.10.1.c. Quemadores tipo dual.

En un gran número de unidades de proceso, sus equipos de Calentadores a Fuego Directo disponen de quemadores de doble servicio, es decir pueden quemar gas, líquido combustible, o ambos al mismo tiempo. Evidentemente, este tipo de quemadores se instalan en las unidades que pueden disponer con relativa facilidad de ambos tipos de combustible. Sin embargo, los arreglos que presentan estos quemadores deben garantizar una segura protección en caso que pudiera presentarse alguna fuga (sobre todo de gas) por las conexiones o el cuerpo del quemador.

Este riesgo se evita si tanto las conexiones como los accesos son diseñados como partes integrales del quemador, ya que de este modo se asegura el ingreso, mezclado y distribución del gas en la cámara de combustión con la corriente principal de aire.

La figura III. 26 muestra un quemador de combustible con atomización de aire a baja presión, el cual quema gas y aceites de cortes ligeros o pesados.

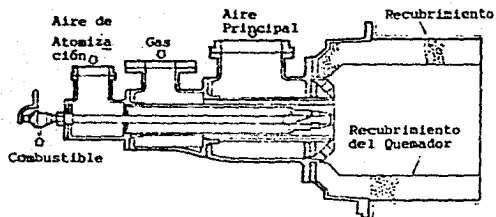


Figura III.26.- Quemador de Combustible con atomización de aire a baja presión, tipo dual.

El objetivo general de los quemadores "combinados" con siste en quemar gases y todo tipo de aceites combustibles. Estos quemadores pueden ser operados en un amplio rango de relaciones combustible -aire en cámaras de combustión herméticas y frías.

III.11.- Instrumentación y Control en Calentadores a Fuego Directo.

III.11.1.- Calentadores de Tiro Natural.

III.11.1.a.- Instrumentación mínima.

Los sistemas de control en calentadores a Fuego Directo se han sofisticado, debido al gran incremento en los precios de combustibles - que se ha tenido en los últimos años.

Parámetros no considerados en diseños antiguos, deben ser considerados actualmente para aumentar la eficiencia del equipo y lograr que éste cumpla con los requerimientos de proceso, apegándose principalmente a su óptimo funcionamiento con el mínimo porcentaje de aire en exceso.

La figura III.27 muestra la instrumentación mínima requerida para el control de operación de un horno de tiro natural.

Descripción:

El gasto de fluido de proceso que entra al horno deberá controlarse por un indicador-controlador de flujo, para mantener el gasto requerido en los tubos del calentador.

Otra variable importante es la temperatura de salida del fluido de proceso. Para controlar las condiciones del combustible, es conveniente instalar un sistema de control que localmente controle las variaciones de flujo de combustible, sin esperar a que dicha variación la realice el control de temperatura, para lograr esto, se propone el control de cascada entre la temperatura de salida y el flujo del combustible.

Un indicador de tiro, colocado en el puente del calentador dá el parámetro para controlar el tiro del mismo.

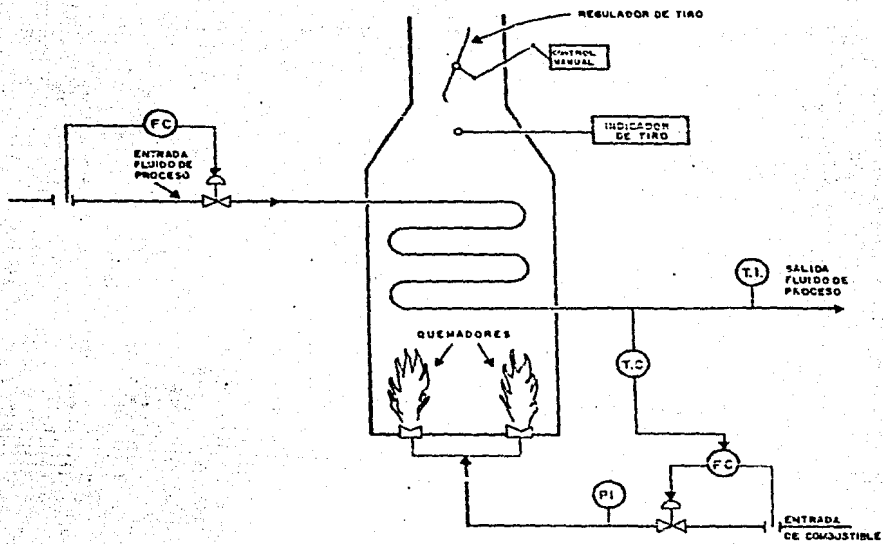


FIGURA III .27 : CALENTADOR DE TIRO NATURAL

Una desviación con respecto al tiro requerido puede ser corregida, ajustando manualmente el regulador de tiro colocado en la entrada de la chimenea.

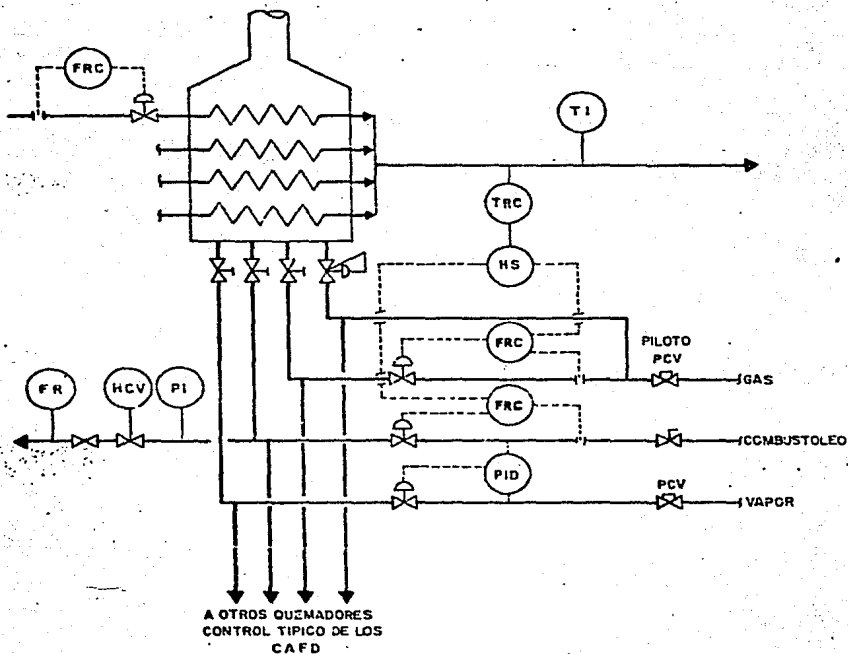
III.11.1.b.- Control de suministro de combustible.

La mayoría de los hornos son diseñados para trabajar con combustible gas y líquido de acuerdo a la disponibilidad de éstos en un momento determinado. La utilización de combustible líquido requiere de una línea adicional de suministro de vapor de atomización.

La instrumentación y control de este sistema de suministros, para trabajar alternadamente con combustible líquido o gaseoso está dada por la figura III.28 la cual muestra el sistema de instrumentación en un arreglo típico en cascada, mucho más sofisticado que el descrito por la figura III.27 y que asegura un control más efectivo de los parámetros antes mencionados cuando se tiene un horno de tiro natural.

La descripción es la misma que para la figura III.27, en la figura se puede apreciar que cuando hay una variación en el gasto del combustible, dicha variación la corrige el controlador registrador de flujo FRC, sin necesidad de que actúe el controlador registrador de temperatura TFC. Además de la implementación de registradores de temperatura y flujo dentro de los controladores, darán una idea exacta del funcionamiento del horno, sus fluctuaciones durante la operación en condiciones críticas de flujo (máximo y mínimo) y eficiencia del mantenimiento o programación de un paro para efectuarlo.

La figura III.29 muestra como se puede optimizar el control del flujo del aire de combustión, el cual, como se ha dicho antes, es el parámetro que más afecta la eficiencia del horno.



**FIG. III.28-CONTROL DEL SUMINISTRO DE COMBUSTIBLE
EN CALENTADORES DE TIRO NATURAL QUE UTILICEN
COMBUSTIBLE LIQUIDO Y GASEOSO**

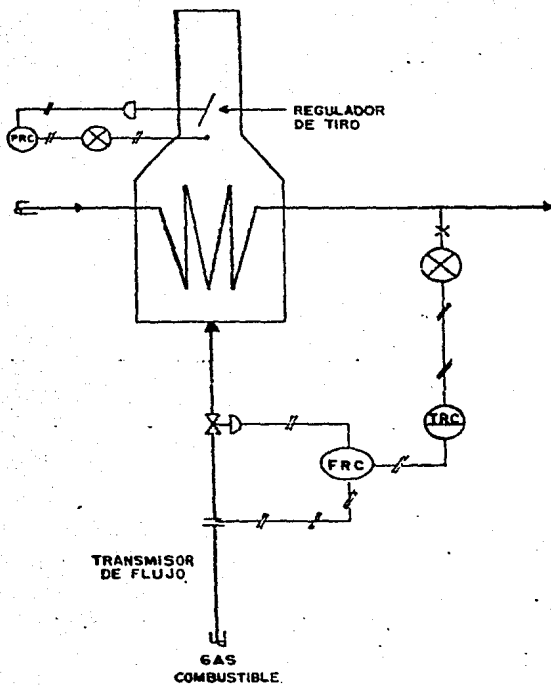


FIG. III.29-SISTEMA DE CONTROL DE FLUJO DE AIRE DE COMBUSTION

Descripción:

El regulador de tiro es accionado directamente por el controlador de presión el cual recibe la señal del transmisor de presión colocado en la sección de convección del horno. Esto asegura que siempre exista el mismo tiro en el horno, regulando así la entrada del aire de combustión.

III.II.1.c.- Instrumentación de seguridad.

Con el objeto de prevenir explosiones o derrames de combustible, y controlar el efecto cuando se presente alguna de estas contingencias se deben implementar sistemas de seguridad contra fallas de flama y sistemas de apagado interno. La instrumentación requerida por estos sistemas se muestra en las figuras III.30 y III.31.

La necesidad de implementar estos sistemas es evidente dado que una contingencia de este tipo no controlada causaría como mínimo un paro prolongado del equipo y tal vez su destrucción.

El instrumento principal de control, en el sistema III.30 es un detector de flama, conectado a 3 válvulas de control de flujo: Control de flujo de combustible, control de flujo del fluido de Proceso y Control secundario del flujo del fluido de proceso.

Una variación en la flama ocasionará la regulación automática del flujo de combustible para la estandarización de la flama; y su apagado provocará la suspensión de suministro de combustible y la disminución del flujo del fluido de proceso para el nuevo encendido del quemador.

El sistema cuenta con un interruptor por baja presión para cortar el -

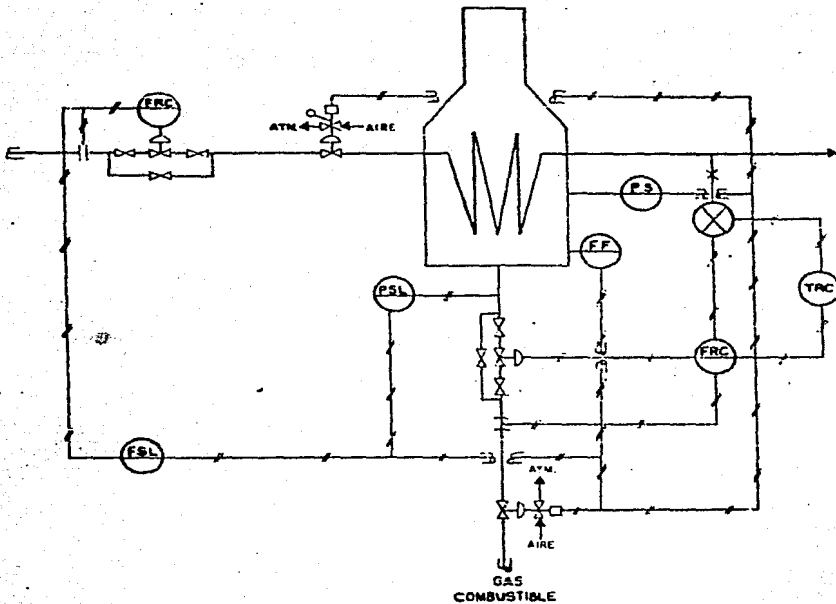


FIG. III.30-SISTEMA DE SEGURIDAD CONTRA FALLA DE FLAMA

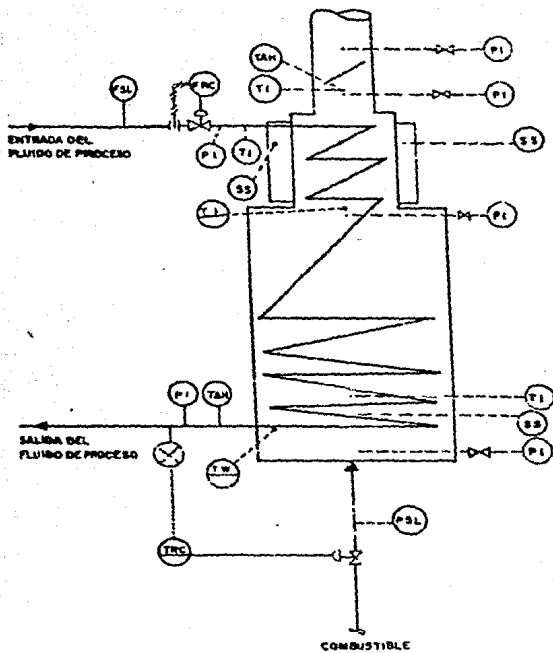


FIG. III.31-SISTEMA DE CONTROL DE APAGADO CON VAPOR EN EL INTERIOR DEL CALENTADOR

suministro de combustible, cuando éste es gas, o por bajo flujo cuando éste es líquido.

Las boquillas para vapor de apagado se deben colocar en la cámara de combustión para evitar que se formen mezclas explosivas de combustible-aire en el interior de la misma. Al introducirse vapor al interior del hogar, se reduce el nivel de oxígeno existente impidiendo que la mezcla aire-combustible llegue a estar entre sus límites de explosión (concentración de combustible en el aire factible de explotar). También es conveniente colocar líneas de vapor de apagado en las cajas de cabezales.

Nomenclatura de Instrumentación

TI	Indicador de Temperatura.
PT	Transmisor de Presión.
PI	Indicador de Presión.
FRC	Registrador Controlador de Flujo.
TR	Registrador de Temperatura.
TIC	Indicador Controlador de Temperatura.
FI	Indicador de Flujo.
FR	Registrador de Flujo.
HCV	Válvula de Control Manual.
PCV	Válvula de Presión Autoregulable.
TRC	Registrador Controlador de Temperatura.
FF	Detector por Falla de Flama.
FSL	Interruptor por Bajo Flujo.
PSL	Interruptor por Baja Presión.
PS	Interruptor de Presión.
TAH	Alarma por Alta Temperatura.
SS	Vapor de Apagado.
TW	Termopozo

REFERENCIAS.

- 1.- Combustión Handbook - North American.
Art and Science of Industrial Heating
North American Mfg. Cleveland, Ohio, Second Edition.
Partes 1, 2, 3, 4, 5, 6 y 8.
- 2.- Bases de Diseño.
Cto. 1223. Planta Desparafinadora de Aceites Lubricantes.
Tula Hidalgo, México. (Fecha 15-I-85).
Proyecto efectuado por el IMP.
- 3.- Fuel Systems.
Fundamentals of Engineering Offsites & Utilities for the HPI
Part 9, by George C. Patterson.
Petro/Chem Engineer, october 1967, p. 32 a 34.
- 4.- API 650. Welded steel tanks for oil storage.
Sexta edición, Rev. 2, Dic./31/1978. P3-40.
API. Spec. 12D.
Field welded tanks for storage of production liquids.

API. Spec. 12F
Specification for shop welded tanks for storage of productions
liquids.
- 5.- Manual para la especificación de recipientes de proceso.
División de Proceso. Depto. de Proceso.
Instituto Mexicano del Petróleo.
P 1-53. Elaborado en Enero de 1977.
- 6.- Pump Application Engineering.
Tyler G. Hicks and T.W. Edwards.
McGraw-Hill book company. Part two and part three.
- 7.- Pump Selection for fuel oil tanks farms
Moshe Krienberg
Plant Notebook, Chemical Engineering. Septiembre 22, 1980.
- 8.- Información de Fabricantes de Equipo de Bombeo.
Transamérica Delaval, IMD pump Division, sección A y M.
Selección Process, Transfer and Burner pump.
Data book PIB-80.
- 9.- Criterios de Dimensionamiento de Diámetros de Tuberías
Departamento de Ingeniería de Sistemas. Subdirección de
Ingeniería de Proyectos de Plantas Industriales. División
de Proceso.
Instituto Mexicano del Petróleo.

- 10.- Engineering Specifications for Process and Utility Piping
H-201. Job No. 8204-5. Specification Design Requirements
Mexican Petroleum Institut, October, 1975, Rev. 0, p.12.
- 11.- Fricción Loss in piping.
V.K. Patel, Sun.
Sun REfining and Marketing Col, Marcus Hook.
Hydrocarbon Procesing, Julio 1984.
- 12.- Test Furnace Facility Bulletin (RF-861).
John Zink Company, Tulsa 5, Oklahoma.
Parts VEM & HEM, CEM & VCHM, VYR, DB, FMS & FMT, Y, ZR & PILOTS.

PARTE IV.- SISTEMAS DE VAPOR PARA CALENTADORES A FUEGO DIRECTO.

Un Sistema de manejo de vapor para Calentadores a Fuego Directo consta de una agrupación de líneas principales para suministro, cabezales de distribución en forma de circuitos que rodean al equipo de calentamiento y una serie de conductos proyectados a la parte interna del equipo.

Los sistemas de manejo de vapor incluyen los siguientes componentes:

- Sistema de vapor de atomización para combustibles líquidos.
- Sistema de vapor de apagado.
- Sistema de vapor de purga (blowdown).
- Sistema de vapor a sopladoras de Hollin.
- Cortina de vapor.

IV.1.- Sistema de Vapor de Atomización.

Cuando el (los) Calentador (es) a Fuego Directo de una planta disponen de quemadores para combustible líquido, o tipo dual, requerirán entonces de un sistema de atomización.

Para obtener un efectivo quemado en las cámaras de combustión de los Calentadores a Fuego Directo, es práctica común mezclar vapor o aire con el combustible líquido utilizado en alguna parte del quemador (comumente en la boquilla de salida).

Como se ha establecido con anterioridad, el sistema de

atomizado de aceites combustibles con vapor es el más práctico y accesible para la mayoría de las plantas de proceso del país, y por eso, el más ampliamente utilizado.

IV.1.a.- Componentes.

Las partes que integran un sistema convencional de vapor de atomización son:

- Un conducto de suministro principal de vapor para quemado.
- Cabezal distribuidor de vapor, en forma de circuito que rodea el equipo de Calentamiento a Fuego Directo, y que hace llegar el fluido a cada uno de los disparos a quemadores de combustible líquido.
- Una serie de disparos de vapor de "atomizado", equivalente al número de quemadores de combustible disponibles en el Calentador a Fuego Directo.
- Pierna (s) de condensados y trampa (s) de vapor, instaladas en el (los) punto (s) más bajo (s) del cabezal distribuidor.
- Conexiones para manguera requeridas para el suministro de vapor de servicio. Se localizan en los extremos opuestos de cada plataforma y su toma se hace del cabezal de distribución de vapor.

IV.1.b.- Calidad del Vapor.

Si se utiliza vapor saturado (o con cierto contenido de humedad) como medio atomizante, se correrá el riesgo de causar per-

turbaciones en la flama. Más aún, si la humedad del fluido es excesiva, en determinado momento podría apagarla. Por esta razón, el vapor preferentemente utilizado es del tipo "sobrecalentado", y es normalmente inyectado al sistema a presiones que van de 100 a 125 psig, ya que son suficientes para generar un buen atomizado del aceite, y por ende, una mayor eficiencia de quemado. Ref. (1).

IV.1.c.- Capacidad del Sistema.

La cantidad de vapor de atomizado requerida por el Calentador a Fuego Directo es función evidentemente de la cantidad de aceite combustible circulado por cada quemador y de la ligereza ó pesadez del combustible manejado.

En general, al elevar la presión y temperatura del aceite se tendrá un abatimiento en el consumo de vapor de atomización.

Normalmente, para obtener un grado de atomización satisfactorio, cuando se manejan aceites combustibles ligeros en el rango de presiones anteriormente establecido, se requerirá una cantidad de vapor de 0.2 a 0.5 libras por libra de aceite (1.6 a 4 lbs de vapor por galón), para el caso de utilizar quemadores de mezclado interno. Para mezclado externo, se podrán utilizar hasta 10 lbs. por galón. Ref. (2).

De acuerdo a lo anterior, se pueden establecer las siguientes ecuaciones para determinar el consumo de vapor de atomizado por unidad de Calentamiento a Fuego Directo:

- Para quemadores de mezclado interno.

$$Wv.A = (1.6 \text{ a } 4) * WA.c \text{ nq} \text{ --- ec. (IV.1)}$$

- Para quemadores de mezclado externo.
 $Wv.A = 10 WA.c nq - - - - ec. (IV.2)$

Donde: $Wv.A$ = Flujo de vapor de atomizado requerido por el Calentador: [lb/Hr].

$WA.c$ = Flujo de combustible líquido a cada quemador: [Gal/Hr].

nq = Número de quemadores del Calentador: [ad].

(*)⇒ El coeficiente utilizado dependerá básicamente de la ligereza o pesadez del combustible manejado. (**).

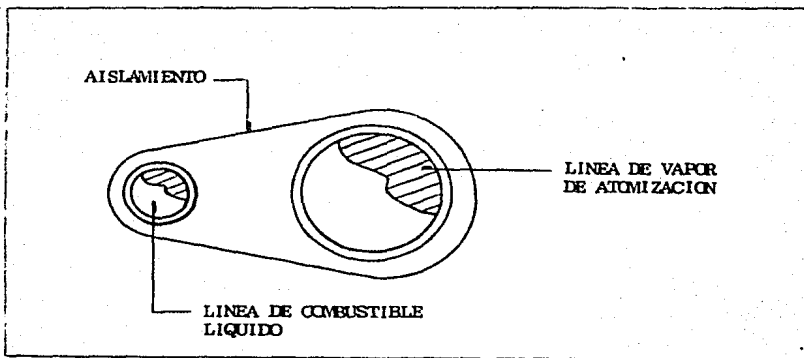
IV.1.d.- Trazado del Sistema.

El sistema de tuberías que conduce el vapor de atomizado deberá presentar la trayectoria más corta posible (del punto de suministro, al de entrega), evitando además la formación de cualquier tipo de bolsas. Esta recomendación se hace necesaria por el hecho de que las trayectorias largas de tubería provocan mayores caídas de presión, y por ende, más posibilidades de condensación del fluido. Así mismo, la formación de bolsas en el sistema pueden acarrear acumulación de condensados, que conjuntamente con la velocidad relativamente elevada del vapor, pueden dañar en determinado momento las tuberías del sistema.

La tubería que suministra el vapor de atomizado normalmente se instala en forma adyacente a las líneas de combustible líquido, y en los puntos cercanos al Calentador podrán disponer de un material aislante común en caso de que sea muy importante la conservación de calor. La figura IV.1 muestra un trazo apropiado del sistema de tube

(**) MW Kellogg Company considera que la cantidad de vapor requerido - deberá basarse sobre 1 libra de vapor por 1 libra de combustible quemado. Ref. (3).

rías hacia un equipo de Calentamiento a Fuego Directo, y el detalle "A" presenta un corte transversal del aislamiento de ambas líneas.



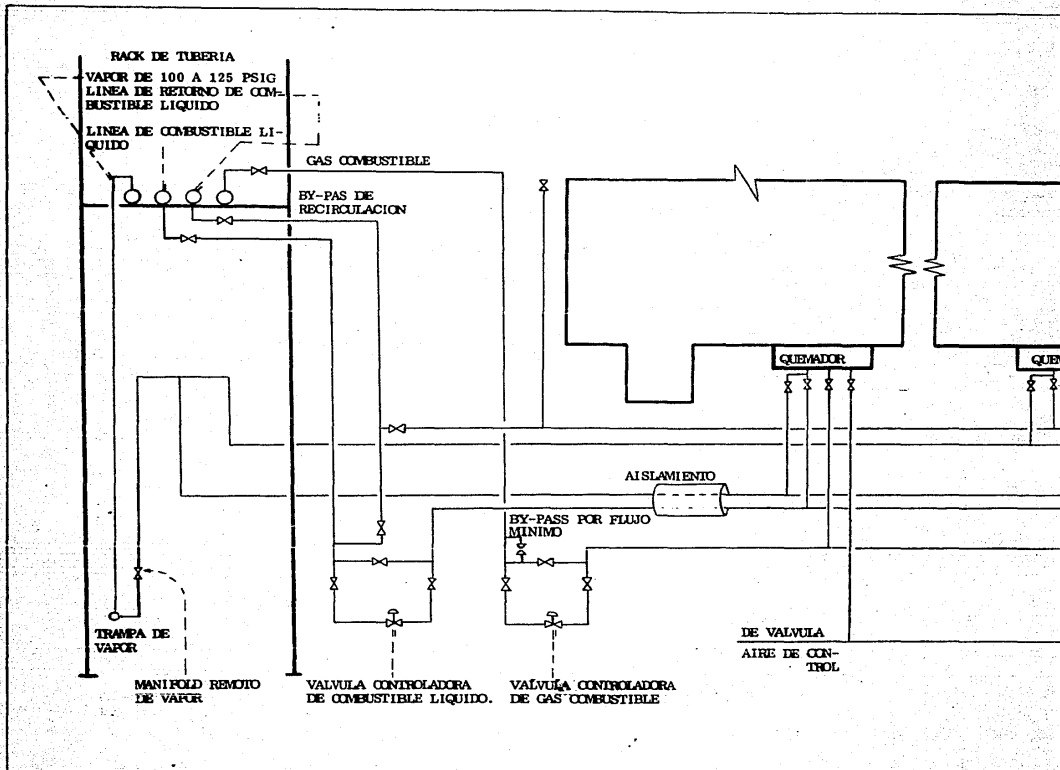
DETALLE "A" : CORTE TRANSVERSAL DEL AISLAMIENTO -
ENTRE LINEAS DE VAPOR DE ATOMIZACION
Y COMBUSTIBLE LIQUIDO.

IV.2.- Sistema de Vapor de Apagado.

IV.2.a.- Función.

Los Calentadores a Fuego Directo, deben estar provistos de una agrupación de líneas de "vapor de apagado", requeridas para los siguientes servicios:

- Vapor de apagado a la sección de convección del Calentador, con el propósito de remover cualquier gas acumulado y para sofocar las posibles acciones de fuego que puedan presentarse en tal zona del equipo.



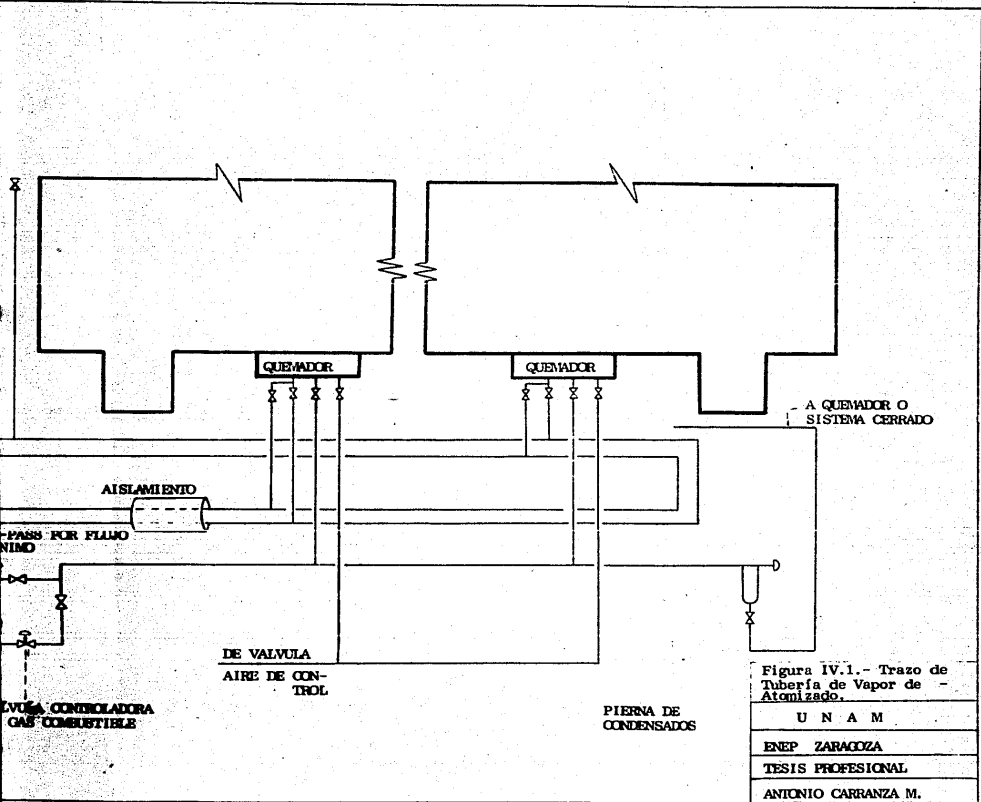


Figura IV.1.- Trazo de Tubería de Vapor de Atomizado.

U N A M
ENEP ZARAGOZA
TESIS PROFESIONAL
ANTONIO CARRANZA M.

- Vapor de apagado a la caja de cabezales para extinguir cualquier acción de fuego provocada por el chorreo de los hidrocarburos calientes, debido a la ruptura de tubos o fugas por sus conexiones.
- Vapor de apagado a la cámara de combustión para apagar cualquier acción de fuego en caso de emergencia. En los Calentadores a Fuego Directo que queman gas combustible estas líneas también son utilizadas para purgar los gases volátiles de la cámara de combustión.

Las boquillas para vapor de apagado se deben colocar en la cámara de combustión para evitar que se formen mezclas explosivas de combustible-aire en el interior de la misma. Al introducirse vapor al interior del hogar, se reduce el nivel de oxígeno existente, impidiendo que la mezcla aire-combustible llegue a estar entre sus límites de explosión (concentración de combustible en el aire factible de explotar).

IV.2.b.- Calidad de Vapor.

Por el servicio que proporcionará al equipo de Calentamiento no se requiere de una gran calidad de vapor de "apagado". Sin embargo, teniendo presentes los problemas ocasionados por la condensación del fluido en las líneas del sistema, conviene manejar vapor de 100 a 125 psig de presión, cuya temperatura sea un poco mayor que la correspondiente al punto de saturación. Ref. (4).

No obstante a esto, muchas plantas de proceso del país utilizan vapor saturado (de media presión) como fluido de apagado del calentador, colocando algunas piernas de condensado y trampas de vapor en los puntos más bajos del sistema de distribución.

IV.2.c.- Capacidad del Sistema.

La cantidad de fluido de apagado inyectada a cada Calentador a Fuego Directo será aquella que lo inunde completamente (de vapor) en un tiempo de 5 minutos aproximadamente, por lo tanto, el flujo de vapor requerido por la unidad queda expresado por la siguiente ecuación:

$$Q_v = \frac{V_c}{t}; \text{ como } t = 5 \text{ min} = Q_v = \frac{1}{5} V_c \text{ - - - - - ec. (IV.3)}$$

Donde V_c = Volumen aproximado de la Sección de Convección caja de cabezales y cámara de combustión del Calentador: [ft³].

Q_v = Flujo de vapor de apagado al Calentador a condiciones de inyección: [ft³ /min.].

Es claro que este flujo de vapor deberá ser distribuido proporcionalmente al volumen de la sección donde será inyectado.

Por conveniencia de distribución, cada una de las secciones que requieren vapor de apagado disponen de varios puntos de inyección de tal forma que el flujo por seccionamiento deberá dividirse también en forma proporcional al número y diámetro de disparos existentes. En la Figura IV.2 se presentan los arreglos típicos de tubería de inyección de vapor de apagado a las zonas de convección, caja de cabezales y cámara de combustión del Calentador a Fuego Directo.

IV.2.d.- Trazado del Sistema.

El sistema de vapor de apagado mostrado en la Figura IV.2 se compone de una línea de suministro principal de vapor (de 100 a 125 psig de presión), hacia un cabezal distribuidor localizado a aproximadamente 50 pies del Calentador y lo más próximo posible al cuarto de control. El cabezal distribuidor deberá contar con una pierna de condensados y trampa de vapor en su punto inferior.

Del cabezal distribuidor se proyectarán líneas separadas de 1 1/2" para cada servicio de apagado, y cada línea deberá disponer de una válvula de compuerta colocada inmediatamente después del cabezal distribuidor.

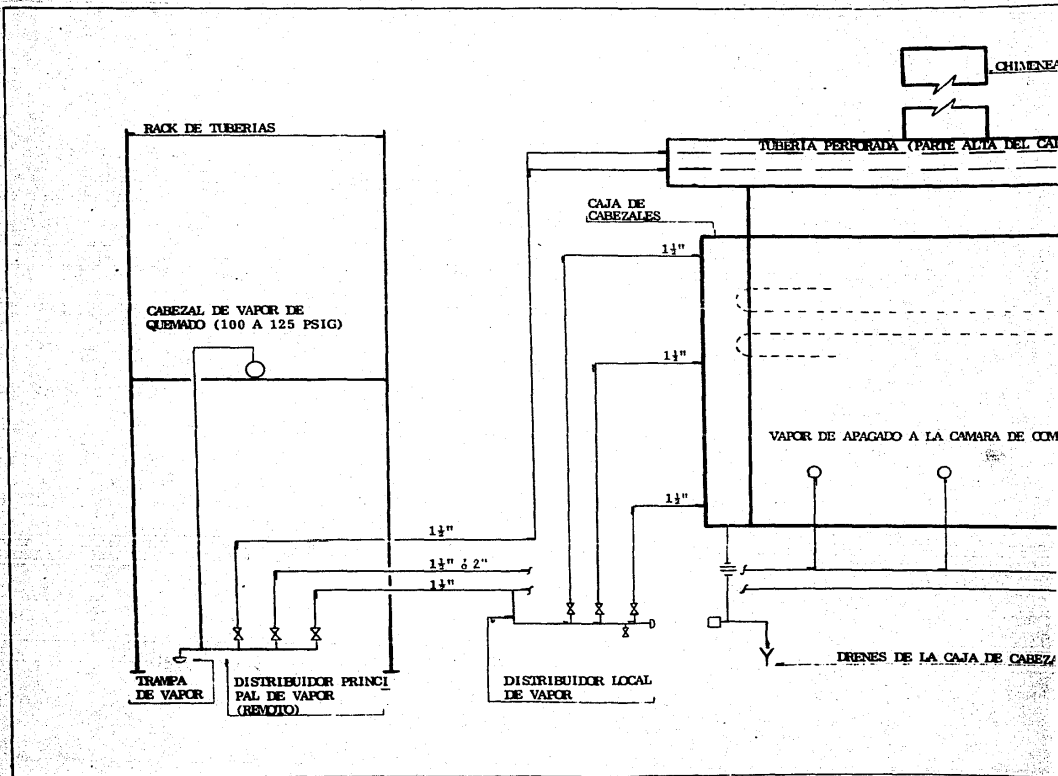
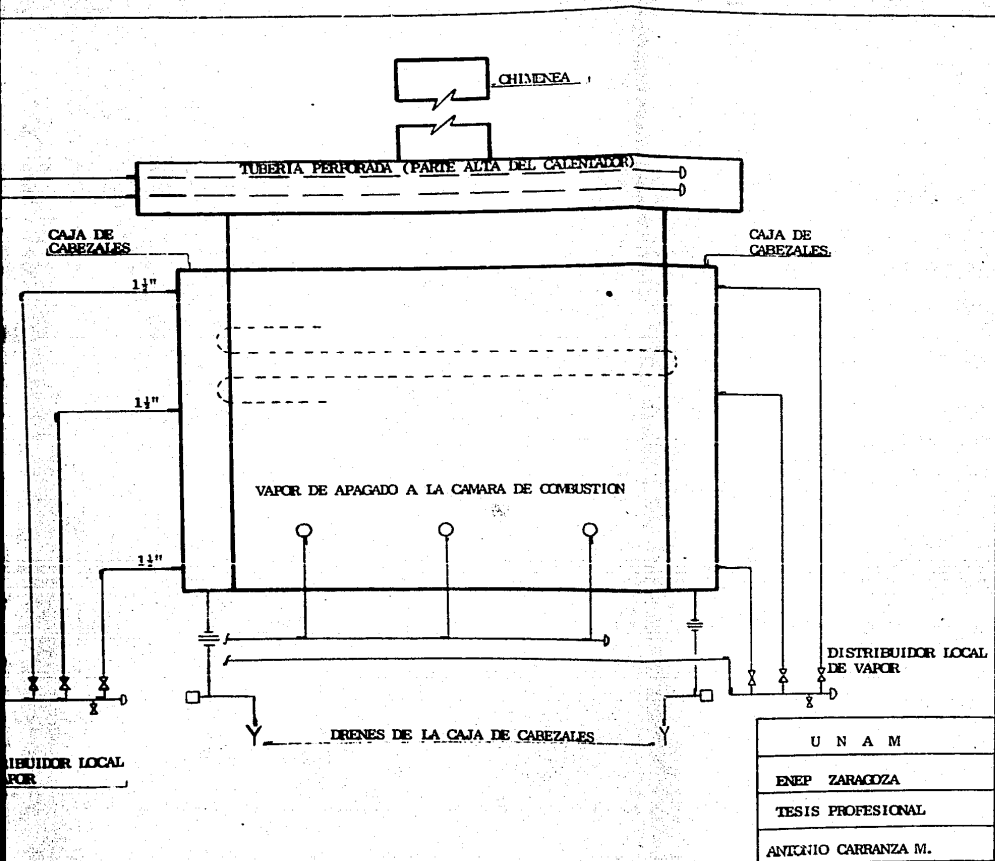


Figura IV.2.- Sistema de Vapor de Apagado a CAED.



La línea destinada a la sección de convección del Calentador deberá tenderse hasta su punto más alto, e inmediatamente antes de entrar a ella se dividirá en dos disparos distribuidores (también de 1 1/2" de \varnothing), proyectados hacia los extremos de la sección tal como lo muestra la Figura anterior.

En el interior del equipo, cada disparo distribuidor deberá estar perforado en su parte superior con orificios de 1/4" de diámetro y espaciados a 24" tomados de centro a centro de los orificios.

La línea destinada a la caja de cabezales deberá - terminar en forma de un cabezal distribuidor secundario (de 1 1/2" de diámetro) próximo al Calentador de Fuego Directo del cual se proyectarán líneas de 1" de diámetro terminando en conexiones a la caja de cabezales, en ambos lados del equipo. Cada línea lanzada del cabezal distribuidor secundario deberá estar provista con una válvula de compuerta para acción de cierre manual en caso requerido, tal como lo muestra la figura IV.2.

La línea destinada hacia la cámara de combustión (de 2" de diámetro), normalmente se bifurca en dos disparos, proyectados hacia las partes laterales del equipo, terminando cada uno de ellos en varias conexiones de 1 1/2" de diámetro. Asimismo, es conveniente disponer de varios orificios de goteo (de 3/16" de diámetro), localizados en los puntos bajos de los disparos mencionados.

Con el propósito de establecer una uniformidad de - criterios par la determinación del tamaño del sistema y número de disparos del mismo, se deberán contemplan las siguientes consideraciones:

- a - En todas y cada una de las líneas del sistema se respetarán las siguientes caídas de presión de - acuerdo a la calidad de vapor manejada:

Velocidades y Caídas de presión recomendadas para líneas de Vapor de Agua.

Vapor de Agua	
Nivel de Presión	Caída de Presión por cada 100 ft de línea
P 0 - 50 psig (saturado)	AP < 1.0 psi
P 50 psig (saturado)	AP < 2.0 psi
P 100 psig (sobrecalentado)	AP < 3.0 psi

La velocidad en cualquier caso deberá ser bastante menor a 250 ft/s.

- b.- El suministro de vapor para la apertura de las líneas del cabezal de vapor de quemado deberá consistir de una línea de 2", válvula y subcabezal tal como lo muestra la figura anterior.
- c.- Cuando el equipo es menor que aproximadamente 100 pies de longitud, usar la configuración del sistema descrita anteriormente y mostrada en la Figura IV.2.
- d.- Cuando el equipo es de 100 pies o mayor, usar la configuración anterior pero considerar dos dispositivos mas de 1" de diámetro por cada 35 pies adicionales de longitud del equipo.

En caso de que alguna o varias de las líneas contempladas en la configuración del sistema mostrado en la figura IV.2 no cumplan con el punto (a) , deberán ser modificadas de diámetro de tal forma que el nuevo cumpla con tal criterio de diseño.

Por último, independientemente de la magnitud del sistema de vapor de apagado conviene diseñarlo con una configuración análoga a la antes mostrada, ya que de esta manera se garantizará una operación accesible del sistema, un rápido control del mismo, una fácil identificación de las líneas y un arreglo simétrico, ordenado y sin áreas de instalación mayores a las realmente requeridas.

IV.3.- Sistema de Vapor de Purga (Blowdown)

IV.3.a.- Función.

El sistema de vapor de purga (blowdown) se implementa al sistema de manejo de vapor a Calentadores a Fuego Directo con los siguientes propósitos:

- Limpiar las líneas de alimentación (o carga) y el serpentín del Calentador en caso requerido.
- Remover el fluido de proceso hacia afuera del equipo en caso de emergencia o en la eventualidad de que el Calentador quedase sujeto a efectos de fuego.
- Eliminar vapores acumulados de las líneas de carga o serpentín del Calentador, en caso de que se requiera una acción de paro normal.

IV.3.b.- Calidad de Vapor.

Tomando en consideración las distintas funciones que deberá prestar este fluido al equipo de Calentamiento a Fuego Directo, sabiendo de antemano que en una acción de emergencia el vapor utilizado deberá ser capaz de efectuar un rápido y eficiente berrido dentro de las tuberías de carga y serpentín del equipo, se prefiere utilizar vapor de alta presión (sobrecalentado). Ref. (4), ya que el efecto de desalojo será más rápido que el logrado por el uso de vapor de media presión. Sin embargo, un gran número de plantas del país al verse limitadas en cuanto a la disponibilidad de vapor de alta calidad, se reducen a manejar vapor de media presión como fluido de purga.

IV.3.c.- Capacidad del Sistema.

La capacidad del sistema de vapor de purga será función de la velocidad deseada de desalojo del fluido contenido en el Calentador a Fuego Directo en caso de emergencia (tal como ocurre cuando el equipo queda sometido a exposición a fuego), o de la velocidad de reducción de presión requerida en las líneas de carga y/o serpentín del Calentador, en caso de que su presión se incrementase por alguna falla presente.

Sin embargo, no existen criterios trascendentes con respecto a la proporción a la cual deberá desalojarse el fluido del Calentador en caso de emergencia, o en cuanto a la velocidad de reducción de presión de las líneas de carga y/o serpentín del equipo, en la eventualidad de algún sobrepresionamiento. Aunque evidentemente la capacidad del sistema deberá considerar la capacidad del sistema al que se enviará el material removido del Calentador, el cual podrá ser un sistema de quemadores de fosa, elevados o algún otro tipo.

Tomando como base los arreglos aplicados a un gran

número de unidades de Calentamiento a Fuego Directo los cuales se fundamentan en eficientes modelos experimentales elaborados por algunas firmas de ingeniería. Ref. (4). La Figura siguiente presenta un sistema típico de vapor de purga cuya descripción se dará a continuación.

IV.3.d.- Trazado del Sistema.

El sistema consta de una línea de suministro (proveniente de una tubería principal distribuidora de vapor de alta presión, conectada a un múltiple remoto localizado adyacentemente a el múltiple (también remoto) del sistema de vapor de apagado tal como lo muestra la Figura IV.3 a, b.

Es importante proveer a el múltiple de una pierna - de condensados y una trampa de vapor colocadas en su parte más baja, - así como de una válvula de compuerta instalada sobre la línea de vapor proyectada del múltiple al Calentador a Fuego Directo. En un punto muy próximo al Calentador la línea anterior deberá formar un múltiple secundario del cual partirán tantos disparos de vapor de blowdown como líneas de carga al equipo existan. Cada disparo contará con una válvula check seguida por una válvula de compuerta con el propósito de evitar algún - posible regreso de flujo. Las dimensiones típicas del sistema así como su trazo recomendado se presentan en la figura antes citada.

LINEA DE ACEITE

3/4" DREN

DISTRIBUIDOR SECUNDARIO

LINEA DE CARGA DE ACEITE

CALENTADOR

IN

1" 1"

1" 1"

5"

1"

1"

1"

1"

1 1/2"

1 1/2"

DREN 3/4"

VALVULAS DE BLOQUEO NORMAMENTE ABIERTAS

CALENTADOR A FUEGO DIRECTO "TIPO CAJA"

QUEMADORES DEL CALENTADOR

0-1" CABEZAL PERFORADO

0-3 1/2" CABEZAL PERFORADO

QUEMADORES DEL CALENTADOR

2"

1" 1"

1" 1"

Figura IV.3a.- Arreglo Típico de Líneas de Vapor a CAED.

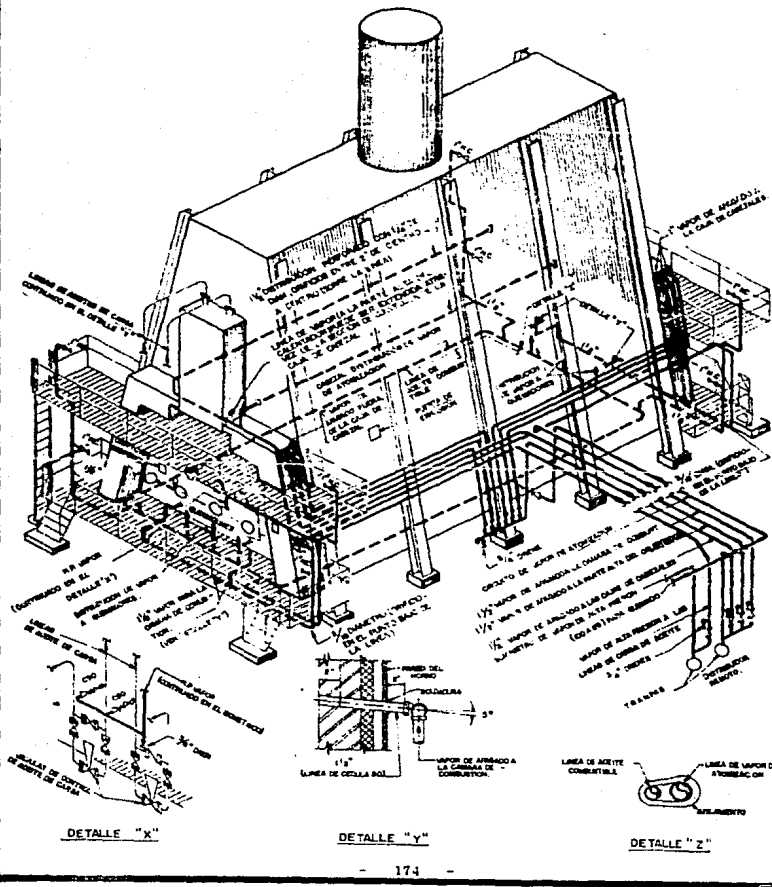
U N A M

ENEP ZARAGOZA

TESIS PROFESIONAL

ANTONIO CARRANZA M.

FIGURA 1V.3b.-ARREGLO TIPICO DE LINEAS DE VAPOUR PARA CALENTADORES A FUEGO DIRECTO



IV.4.- Vapor a Sopladores de Hollín.

IV.4.a.- Función.

Quando en un CAFD no se verifica correctamente el quemado del combustible utilizado debido a que los quemadores no operan a las condiciones requeridas, están dañados, o el fluido utilizado (sobre todos los combustibles líquidos pesados) no cumpla con la temperatura y presión de atomizado idonea, consecuentemente se tendrán bajas eficiencias de quemado en el equipo. Así mismo, el combustible no consumido en el proceso será arrastrado por los gases de combustión en forma de hollín.

Quando el fluido pasa por la sección escudo y convectiva del Calentador, deposita hollín (humo) en la parte externa de los tubos ahí instalados, así como en las paredes internas de tales secciones. La acumulación de estos depósitos ~~provocan~~ la disminución de la eficiencia de transferencia de calor del equipo (especialmente en esta zona), e incrementa la corrosión de los tubos.

La corrosión de las cenizas se vuelve más severa con el incremento de la temperatura y la naturaleza del agente corrosivo.

Los residuos de Sodio y Vanadio contenidos en un gran número de combustibles (sobre todo líquidos) son altamente indeseables debido a los grandes efectos de incrustación y corrosión que ocasiona a los tubos.

Por estas razones, los tubos de los CAFD requieren someterse a operaciones periódicas de limpieza, con el propósito de remover el material acumulado, siendo el vapor a "sopladores de hollín" el fluido destinado a tal efecto, y los "sopladores de hollín" los equipos utilizados para esta acción de limpieza.

IV.4.b.- Tipos de Sopladores de Hollín.

En la actualidad existen básicamente dos tipos de sopladores de hollín:

- Rotatorios.
- Retractiles.

Los del tipo rotatorio aparecieron con anterioridad a los retractiles debido a que son equipos rotativamente simples y en muchos casos de operación manual, a diferencia de los retractiles que son accionados automáticamente y de constitución más compleja.

- Sopladores Rotatorios.

Elementos.

Las unidades rotatorias consisten básicamente de un elemento y una cabeza operadora. El elemento no es otra cosa que un tubo de diseño especial el cual posee varias boquillas destinadas a la distribución del vapor de limpieza para los tubos del CAFD. El elemento deberá instalarse dentro del Calentador y será sostenido por medio de conexiones y soportes unidos a los tubos del equipo o a alguna otra superficie interior.

El elemento es rotado sobre su propio eje por medio de una cabeza operadora u otro arreglo externo. La mayoría de las veces el mecanismo de operación de la cabeza consiste en una cadena accionada manualmente tal como lo muestra la figura IV.4.

Cada elemento de soplado se diseña y manufactura para un trabajo específico. Existe una gran variedad dependiendo del tipo de Calentador que se tenga, las temperaturas de operación de la sección de

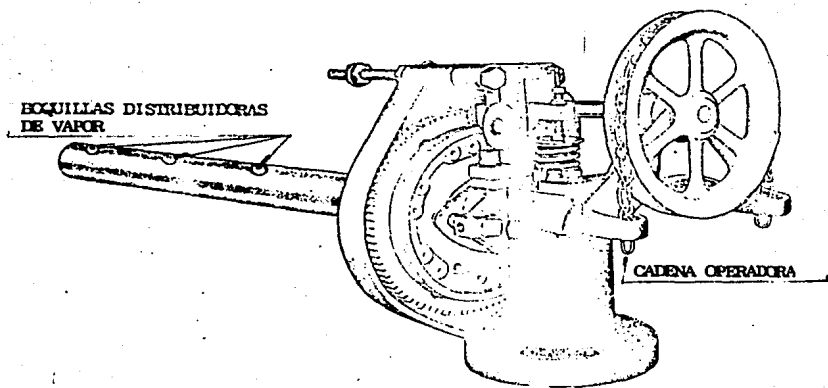
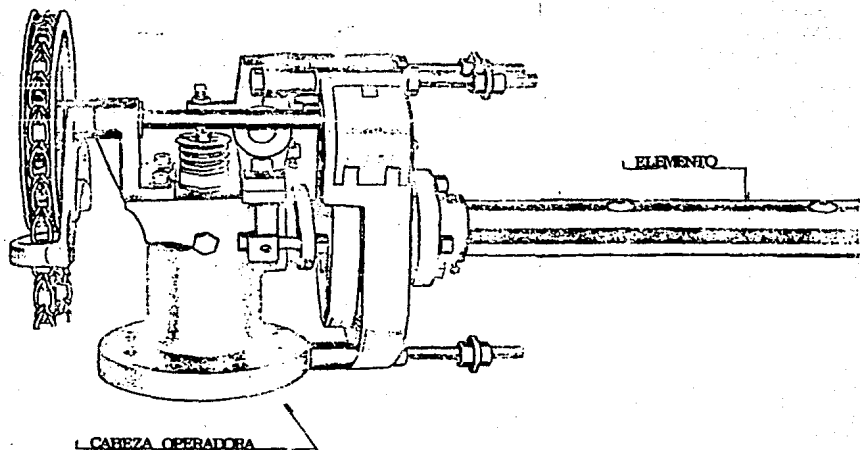
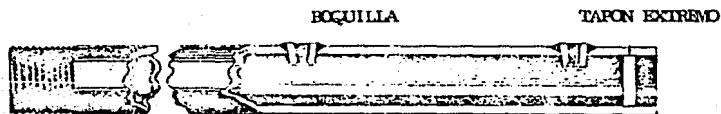


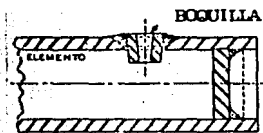
Figura IV.4.- Típico Soplador de Hollín Rotatorio.

convección, la presión de soplado y el trabajo de limpieza que tienen que realizar. Sin embargo, todos los elementos deberán construirse bajo las bases siguientes:

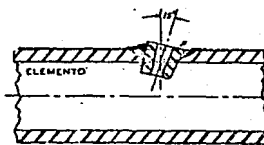
- Todos los elementos son hechos de tubo extra pesado.
- El extremo es bloqueado por un tapón adecuadamente soldado dentro del tubo, tal como muestra la figura IV.5a, diseñado además para resistir el impacto de los golpes de agua.
- Muchos elementos son fabricados en una sola pieza, pero pueden presentarse en dos o más secciones conectados por coples o soldados en sus extremos.



CORTE ILUSTRATIVO DE UN ELEMENTO TIPOICO (a).



BOQUILLA MONTADA FORMANDO UN ANGULO RECTO. (b)



BOQUILLA MONTADA FORMANDO ANGULO DE 15°. (c)

Figura IV.5a, b, c.- Elemento y boquillas típicas de los sopladores de Hollín tipo Rotatorio.

Los sopladores de hollín normalmente son fabricados de aceros para alta temperatura y aleaciones los cuales proporcionan una adecuada fuerza y resistencia a la corrosión encontrada sobre todo a elevadas temperaturas. La tabla siguiente proporciona los distintos materiales de que son fabricados los sopladores de hollín así como algunas de sus principales características.

MATERIAL	CARACTERÍSTICAS
Hyvuloy	Fabricado de aleación de cromo el cual permite una alta resistencia al calor. Es inmune a la reacción química de gases a temperaturas elevadas. Si la temperatura de la sección de convección excede los 1800 °F es más económico y eficaz utilizar sopladores retractiles.
Vulcrom	Utilizado para temperaturas intermedias. Fabricado de tubo de acero extra grueso, protegido por una superficie cubierta de cromo. Este elemento es utilizable en temperaturas mayores a los 1500 °F.
Acero plano	Este elemento es utilizado en servicios de bajas temperaturas, que no excedan los 900 °F. El acero no se deteriora rápidamente en el calentador, y alcanza larga vida de operación continua sobre todo en las zonas cuya temperatura es análoga a la antes señalada.
Composite	Es fabricado de secciones de Hyvuloy y Vulcrom de tal forma que podrá manejarse en zonas de diferente temperatura dentro del Calentador.

Tabla IV.1.- Materiales y características de los Sopladores de Hollín.

Cada elemento tiene una fila simple ó múltiple de boquillas de accionamiento, soldadas en sus extremos (Ver figura IV.5 b y c).

El tamaño y espaciamiento de las boquillas depende del espaciado de los tubos del Calentador y del grado de incrustación del Hollín. Las boquillas de soplado pueden quedar proyectadas de forma perpendicular o formando un ángulo determinado en relación a los tubos del Calentador dependiendo del arreglo de los tubos en el CAFD.

Soportes y Ganchos del Elemento.

Los soportes y ganchos sujetos a los tubos del equipo sostienen el elemento de soplado tal como lo muestra la figura IV.6.

El material de los soportes al igual que el de los elementos es seleccionado de acuerdo a la temperatura de la zona en la cual se instalará. Cada tipo de soporte tiene una aplicación específica la cual es determinada por el tipo de Calentador y el método de construcción.

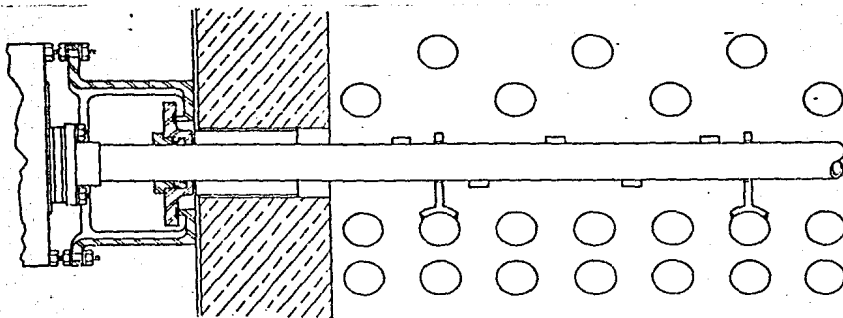


Figura IV.6.- Instalación de un Soplador de Hollín del tipo Rotatorio, sostenido por soportes y ganchos sujetos a los tubos y pared del equipo.

Existen 3 tipos comunes de soportes:

- Soportes de Compresión.
- Soportes Soldados.
- Soportes tipo corona.

Los soportes de compresión están fabricados de Hyvuloy debido a que se utilizan preferentemente en zonas de elevada temperatura. Consisten de un soporte, una abrazadera, una ménsula y una tuerca.

Los soportes soldados pueden fabricarse de Hyvuloy.

Se prefieren cuando los soportes que utilizan abrazaderas son muy poco prácticos. Están soldados únicamente al tubo del Calentador.

Finalmente, los soportes tipo corona pueden construirse de Hyvuloy, y opcionalmente acero al carbón. Están constituidos de un soporte, dos correas sujetadas por tuercas y tornillos. Este tipo de soportes son utilizados en Calentadores que poseen poco espacio para la colocación de los tubos o presentan algunas interferencias. La siguiente figura presenta estos tres tipos de soportes.

- Sopladores Retractiles.

Los sopladores del tipo retractil han desplazado al del tipo rotatorio debido, por una parte, a su eficiencia operativa y - facilidad de operación, y por otra a la gran tendencia que presentan - las unidades de proceso del país a la automatización.

Estos equipos se diseñan para cubrir un gran número de aplicaciones, teniendo la flexibilidad de proporcionar servicio a unidades cuya longitud va de unos cuantos pies, hasta más de 40. La figura - IV.8 muestra un diseño típico de este tipo de unidades.

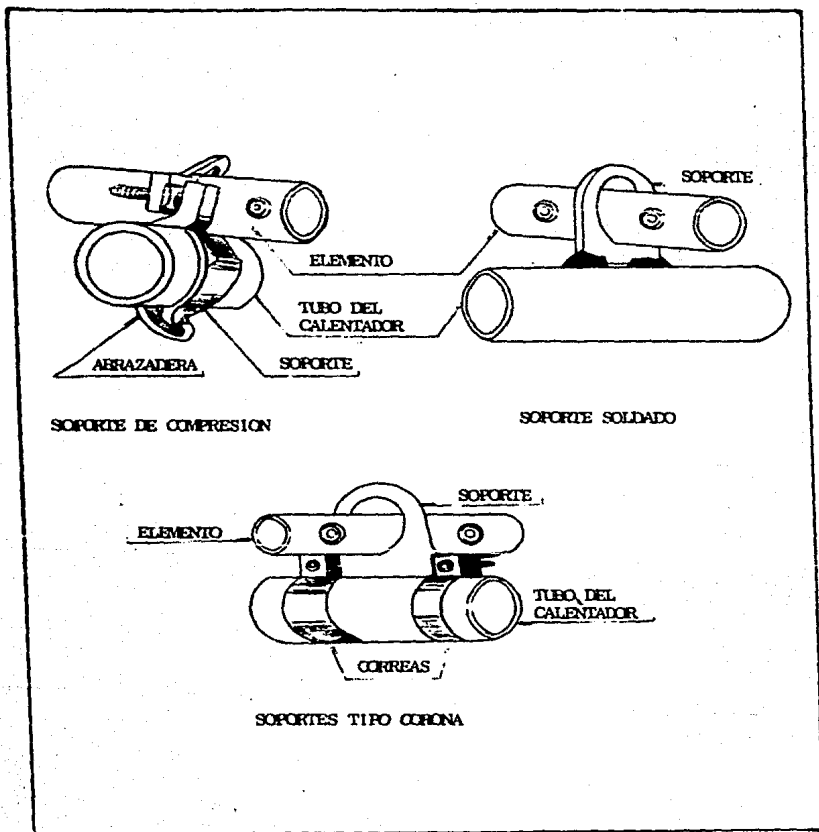


Figura IV.7.- Soportes y uniones (Soplador de Hollín - Tubo del Calentador)

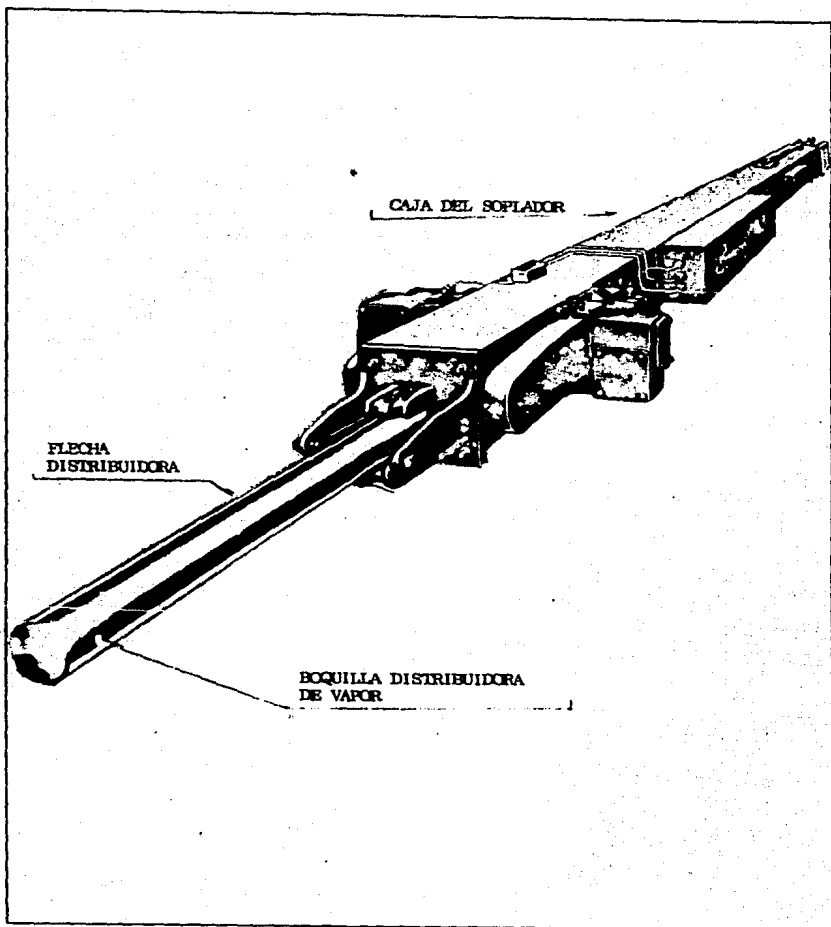


Figura IV.8.- Típico Soplador de Hollín tipo Retractil.

Estos sopladores efectúan un trabajo de limpieza muy eficiente sobre la superficie externa de los tubos, debido a que el mecanismo de proyección de vapor lo impulsa en forma de hélice a lo largo de la superficie que deberá limpiar lo cual permite una mejor distribución del fluido que el mecanismo del tipo rotatorio.

La velocidad de rotación y translación de la flecha que hace llegar el vapor a su destino puede ajustarse para cada aplicación específica con solo modificar el tamaño de los engranes del mecanismo de movimiento.

El rango de velocidades de rotación de la flecha es de 8 a 25 RPM y el de translación de 4.5 a 13 FPM.

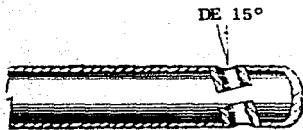
Componentes.

Boquillas distribuidoras de Vapor.

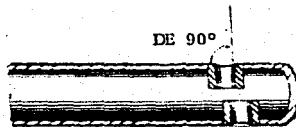
Estas boquillas se localizan en el extremo de la flecha distribuidora de vapor, tal como lo muestra la figura IV.9. Su función consiste en permitir el paso del vapor de soplado procedente de la flecha, hacia los tubos que deberá limpiar.

Las boquillas podrán colocarse en posición normal con respecto a la flecha y superficie a limpiar o formando cierto ángulo de esparcido para que conjuntamente con el giro de la flecha se logre el efecto de distribución de vapor mostrado en la figura IV.10.

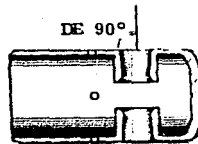
La cabeza de las boquillas está completamente ensamblada a la flecha y su material de construcción es acero inoxidable.



BOQUILLAS DISTRIBUIDORAS DE VAPOR
CON ANGULO DE INCLINACION.



BOQUILLAS DISTRIBUIDORAS DE VAPOR
FORMANDO ANGULO RECTO CON LA FLECHA
(POSICION ALTERNADA)



BOQUILLAS DISTRIBUIDORAS DE VAPOR
FORMANDO ANGULO RECTO CON LA FLECHA
(POSICION COLINEAL)

Figura IV.9.- Arreglos Típicos de Boquillas Distribuidoras de Vapor.

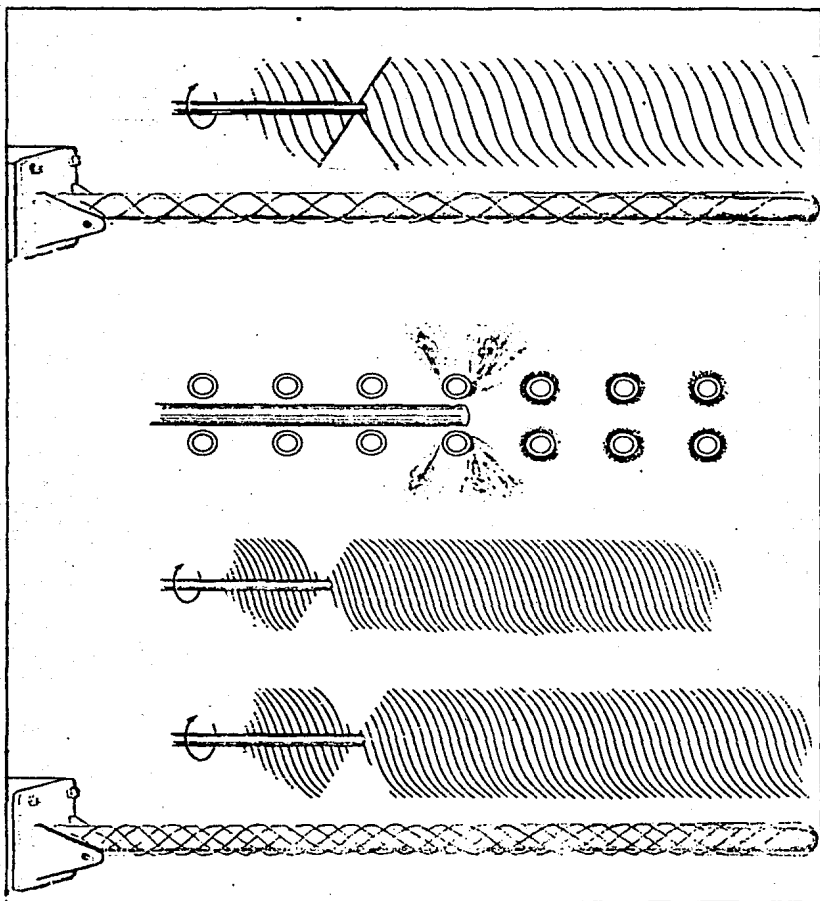


Figura IV.10.- Proyecciones del vapor de soplado hacia la superficie a limpiar.

Flecha distribuidora de Vapor.

Es un tubo de dos o tres pulgadas de diámetro cuya longitud puede alcanzar más de 16 ft. El material del cual se construye es normalmente acero al carbón.

Su función consiste en recibir el vapor y proyectarlo en forma de espiral hacia la superficie que se desea limpiar.

La siguiente tabla presenta las velocidades disponibles a las que puede viajar la flecha distribuidora de vapor.

Velocidad de Translación (fpm)	Velocidad de Rotación (rpm)
4.5	8, 11, 16, 23
6	11, 15, 21, 22
7	9, 11, 14, 18
9	10, 13.5, 17, 22
11	13, 17, 21, 25

Tabla IV.2.-Velocidades de Rotación y Translación Típicas de la flecha de un Soplador de Hollín.

Cable Tensor.

Es un simple cable fabricado generalmente de acero inoxidable el cual es utilizado para dar apoyo y sostén a la flecha distribuidora de vapor. Este cable originalmente es sobre estirado (sin llegar al rompimiento) con el propósito de minimizar el aflojamiento normal ocurrido después de su operación inicial.

El ajuste del cable es severo pero normalmente controlado por medio de un dispositivo automático de aflojamiento que utiliza un re-

sorte el cual proporciona una flexibilidad tensionante al cable.

Con esta medida se podrá esperar una operación normal de bido a la acción absorbente de las vibraciones provocadas por la tensión del cable, causada por alguna carga tensionante impuesta a la flecha dis tribuidora de vapor por alguna fuerza externa.

Carro de Traslado.

Es accionado por cadenas flexibles de eslabones removi bles, para evitar el daño o molestia de la flecha del accionador, racks y pifiones.

Su función es transmitir la rotación y dirección de la lan za. La gufa del mecanismo de alta velocidad y los controles son aleja dos de la pared caliente del Calentador y del trayecto del medio de so plado. La cabeza del difusor sobre el extremo de la línea fuerza al me dio de soplado contra el interior de la lanza, incrementando grandemente la transferencia de calor.

Con esta medida se tendrá un descenso en el uso de aire o vapor para enfriar la lanza. Todas las partes son fácilmente removi bles para aplicarles la operación de mantenimiento.

Válvula de Cabeza.

Proporciona un ajuste externo de la presión de soplado, adecuándola mientras el soplador de hollín esta operando.

La válvula de vapor de soplado es accionada mecánicamen te de tal forma que se logre una sincronización entre la posición de la boquilla y la apertura de la cabeza.

El material de construcción de la válvula es normalmente acero inoxidable.

La figura IV.11 muestra las partes básicas de los sopladores de hollín del tipo retráctil.

IV.4.c.- Criterios de Selección.

- Temperatura de Aplicación.

Las unidades rotatorias a diferencia de las retráctiles son generalmente utilizadas en CAFD operados a temperaturas relativamente bajas, ya que sus elementos y dispositivos de apoyo y fijación pueden ser fácilmente sostenidos mientras las partes que deben integrarse al interior del equipo se colocan en los lugares requeridos.

A continuación se presentan algunas recomendaciones en cuanto a las temperaturas de aplicación de los sopladores de hollín en función de la concentración de impurezas (Sodio y Vanadio) contenidas en el combustible utilizado.

- A menos de 100 ppm de Vanadio, 25 ppm de Sodio ó 2% de Azufre en el combustible líquido.

- Utilizar sopladores de hollín tipo rotatorios a temperaturas del gas próximas a 1800°F.

- Utilizar sopladores tipo retráctiles a temperaturas de los gases de combustión mayores a 1800°F.

De 100 a 200 ppm de Vanadio ó 25 ppm de Sodio ó 2% de Azufre:

- Utilizar sopladores rotatorios para temperaturas del gas de combustión próximas a 1300°F.

- Utilizar sopladores tipo retráctil para temperaturas de los gases de combustión mayores a 1300°F.

Arriba de 200 ppm de Vanadio o contenidos mayores a 25 ppm de sodio ó 2% de Azufre.

- Utilizar sopladores rotatorios a temperaturas de los gases de combustión de 1050°F.

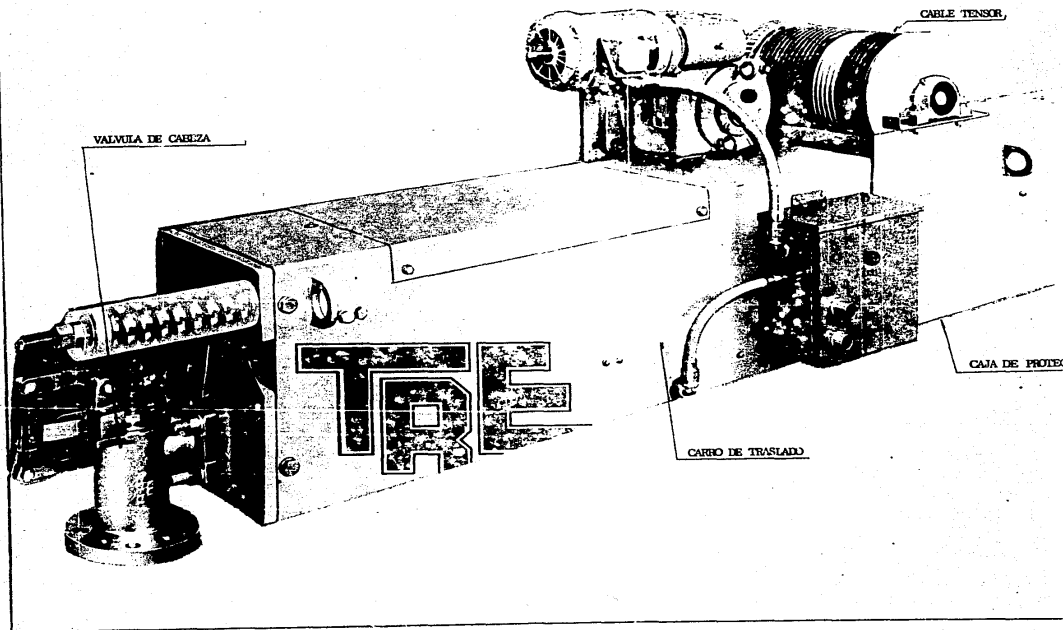
- Utilizar sopladores retráctiles para temperaturas de los gases de combustión mayores a 1050°F.

- Presión de Soplado.

Es muy importante contar con una suficiente presión de soplado en todos los sopladores de hollín. Comparativamente, los del tipo retráctil impulsarán el fluido a la superficie de limpieza a una presión apreciablemente mayor por el hecho de que por lo general solamente disponen de dos boquillas. Adicionalmente, el limpiado helicoidal de los sopladores retráctiles cuando se contrasta con la rotación fija de los del tipo rotatorio es mas eficiente.

En este sentido, cuando no se disponga de una suficiente fuente de presión para el sistema de soplado, entonces se tendrá - la tendencia a utilizar los del tipo retráctil, sin considerar la temperatura de los gases de combustión que atraviesan la sección de convección del Calentador.

La presión de soplado recomendada tanto para los sopladores retráctiles como rotatorios quedan resumidas en la tabla IV.3 . Estas presiones serán suficientemente válidas para una acción - de limpiado efectivo, tomando en consideración las variables antes señala-



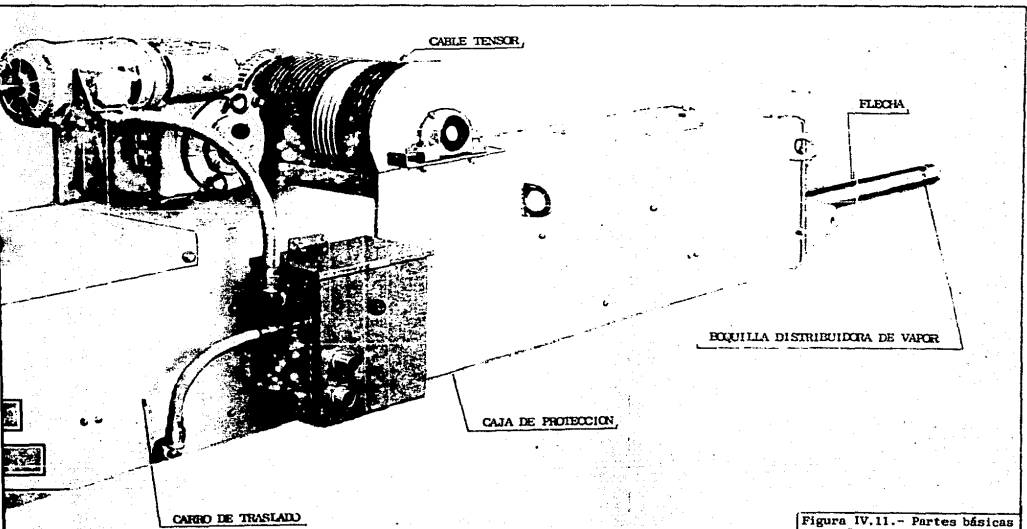


Figura IV.11.- Partes básicas de un Soplador de Hollín tipo Retractil.

U N A M	
ENEP	ZARAGOZA
TESIS PROFESIONAL	
ANTONIO CARBANZA M.	

ladas. Ref. (5).

Tipo de Soplador	Longitud(máxima) del Elemento	Tamaño de Tubo	Presión de - Soplado (psig) Arreglo	
	ft	in	A Cuadro	Triangular
Rotatorio	10	3½	150	200
Rotatorio	20	4	175	225
Retractiles	50	3 y 4	100	150

Tabla IV.3.- Presiones de Soplado Recomendadas para Sopladores de Hollín.

- Tamaño del CAFD.

Quando se trata de CAFD pequeños y el número de tubos es reducido, el utilizar sopladores del tipo rotatorio es más práctico y económico. Los sopladores del tipo retractil tienden a ser utilizados (por sus dimensiones normales) en equipos de grandes dimensiones.

Boquillas de Soplado.

Tipo.

Su tipo depende de la localización que tendrán con respecto a la superficie del tubo, el tipo de superficie a limpiar, las características del combustible utilizado y la naturaleza de los depósitos impregnados en los tubos.

Boquillas Venturi: Son ampliamente utilizadas cuando se requiere que la velocidad del medio sea elevada, lo cual ocurre cuando -

Los depósitos (hollín) se adhieren firmemente a la pared de los tubos.

Boquillas de perforación recta: Son especialmente - seleccionadas cuando los depósitos (hollín) son muy abrasivos.

En el manejo de vapor de soplado los coeficientes de descarga para estos tipos de boquillas se presentan a continuación:

Tipo de Boquilla	Coef. de Descarga
Venturi - - - - -	0.85
De perforación recta - -	0.63

Ref. (5).

Tamaño.

Las boquillas deberán seleccionarse con la premisa - de garantizar un alto grado de limpieza con la menor presión de descarga del vapor de soplado. Evitando con ésto posibles daños sobre la superficie de los tubos (rayones y desgaste) provocados por el arrastre del hollín en el fluido de inyección. El rango de presiones de descarga de va por es el siguiente:

Tipo de Soplador	Presión Normal (psig)	Dificultad de Limpiado (psig)
Rotatorio	100 - 125	Arriba de 300
Retractil	100 - 250	Arriba de 300

En general, dado que el número de boquillas de sopla do para el caso de las unidades rotatorias es mayor, es de esperar que - su diámetro sea menor. La siguiente tabla proporciona los diámetros típicos de boquillas de soplado disponibles en el mercado:

Tipo de Soplador		
Rotatorio	Retractable	
Diámetro (in)	No. de Boquillas	Diámetro (in)
3/16	1	3/4
7/32	2	3/4
1/4	2	1
9/32	4	3/4
5/16	2	1 1/4
11/32	1	1 3/4
3/8	2	1 1/2
13/32		
7/16		
15/32		
1/2		
5/8		

Tabla IV.4 .- Diámetros típicos de boquillas de soplado para soplado res de Hollín.

Temperatura de Soplado.

Para el soplado con vapor, el consumo del fluido decrece conforme aumenta el grado de sobrecalentamiento.

Tiempo de Soplado.

El tiempo de soplado de los elementos retractiles y -rotatorios son función de los siguientes factores:

En los retractiles depende del trayecto a recorrer y la velocidad de recorrido. Cabe mencionar que la velocidad de recorrido

puede ser modificada fácilmente por el simple cambio de los engranes del sistema, alcanzándose velocidades de traslado de 4 a 10 ppm.

Para los elementos rotatorios depende del tiempo de barrido del arco de soplado. Las velocidades de rotación de los elementos rotatorios puede ser de 1.5 a 2 rpm, tal como lo muestra la tabla siguiente:

Arco de Soplado (en grados)

	30	60	90	120	150	180	210	240	270	300	330	360	
2.0 RPM	2.1/2	5	7.1/2	10	12.1/2	15	17.1/2	20	22.1/2	25	27.1/2	30	Seg.
1.5 RPM	3.1/3	6.2/3		13.1/3	16.2/3	20	23.1/3	26.2/3	30	33.1/3	36.2/3	40	Seg.

Tabla IV.5 . Arco de Soplado en Unidades Rotatorias.

Por lo tanto, en base a un balance apropiado entre elementos tales como la fuente de presión, características del combustible, temperatura de los gases de combustión, geometría y dimensiones del Calentador y por supuesto consideraciones económicas, se podrá hacer una buena selección del tipo de sopladores de hollín para un detegminado CAED.

IV.4.d.- Arreglos típicos de Sopladores de Hollín.

La mayoría de los Calentadores son largos, anchos y con tubos que corren a lo largo de la unidad.

En este sentido, los tubos de superficie extendida, pueden limpiarse independientemente de que su arreglo sea perpendicular

o longitudinal, aún cuando se favorece el limpiado en los arreglos perpendiculares con "pitch" a cuadros, y longitudinales con "pitch" triangular, debido a su fácil accesibilidad.

Para poder seleccionar el arreglo de los sopladores de hollín en un Calentador a Fuego Directo deberán tomarse en consideración los siguientes aspectos:

- Distribución de claros en el Calentador.
- Accesibilidad al desplazamiento a través del arreglo de los tubos.
- Frecuencia de cambios de dirección de los tubos.
- Costos totales (incluyendo tanto costos del soplador de hollín como de instalación).

A continuación se presentan algunas tablas y figuras que muestran los arreglos típicos de sopladores de hollín con respecto a los tubos de la sección de convección y escudo del equipo.

- Distribución de Boquillas para inserción de los Sopladores de Hollín al Calentador.

La distribución típica de estas boquillas sobre la Sección de Convección del Calentador se muestra en la figura IV.12a,b,c y tablas IV.6a,b,c,d.

Por lo general el espaciamiento entre boquilla y boquilla es de 1 a 2 metros, dependiendo principalmente del grado de incrustación del hollín en la superficie de los tubos, de la presión de suministro del vapor de soplado y muy especialmente de los impedimentos estructurales existentes para la perforación del Calentador.

IV.4.e.- Consumo de Vapor para Sopladores de Hollín.

Para la determinación del flujo de vapor se requiere

Sopladores Rotatorios.

Tabla IV.6 a.- Longitud Máxima del Elemento 10',
Tamaño Normal del Tubo (No mayor a 3½").

Arreglo de Tubos	Normales	Aletados	Espacio del Soplador (*)					
			A	B	C	D	E	F
A cuadros	No mayor a 3/4"		5'-0"	2'-6"	2'-6"	2'-6"	5'-0"	3'-0"
	Mayor a 3/4"		4'-0"	2'-0"	2'-0"	2'-0"	4'-0"	2'-6"
Triangular		3/pulgada	5'-0"	2'-6"	2'-6"	2'-6"	5'-0"	3'-0"
		5a7/pulgada	4'-0"	2'-0"	2'-0"	2'-0"	4'-0"	2'-6"
	No mayor a 3/4"		4'-0"	2'-0"	2'-0"	2'-0"	4'-0"	2'-6"
	Mayor a 3/4"		3'-0"	1'-6"	1'-6"	1'-6"	3'-0"	2'-6"
		3/pulgada	4'-0"	2'-0"	2'-0"	2'-0"	4'-0"	2'-6"
		5a7/pulgada	3'-0"	1'-6"	1'-6"	1'-6"	3'-0"	2'-0"

Longitud Máxima del Elemento 20',
Tamaño Normal del Tubo (4" y Mayores).

Arreglo de Tubos	Normales	Aletados	Espacio del Soplador (*)					
			A	B	C	D	E	F
A cuadros	No mayor a 3/4"		6'-0"	3'-0"	3'-0"	3'-0"	6'-0"	3'-6"
	Mayor a 3/4"		5'-0"	2'-6"	2'-6"	2'-6"	5'-0"	3'-0"
		3/pulgada	6'-0"	3'-0"	3'-0"	3'-0"	6'-0"	3'-6"
		5a7/pulgada	5'-0"	2'-6"	2'-6"	2'-6"	5'-0"	3'-0"
	No mayor a 3/4"		5'-0"	2'-6"	2'-6"	2'-6"	5'-0"	3'-0"
	Mayor a 3/4"		4'-0"	2'-0"	2'-0"	2'-0"	4'-0"	2'-6"
		3/pulgada	5'-0"	2'-6"	2'-6"	2'-6"	5'-0"	3'-0"
		5a7/pulgada	4'-0"	2'-0"	2'-0"	2'-0"	4'-0"	2'-6"

El material del elemento en función de la temperatura de los gases de combustión se listan a continuación:

Temperatura	Material
Mayor a 900°F	Acero al Carbón
900°F a 1500°F	Valcrom
1500°F a 1800°F	Hyvuloy

Sopladores Rotatorios.

Tabla IV. 6b Longitud Máxima del Elemento 10'
Tamaño Normal del Tubo (Mayor de 3½").

Arreglo de tubo	Espacio del Soplador de Hollín (*)					
	A	B	C	D	E	F
Tubos a cuadros (Desnudos)	10'	5'	5'	4'	9'	5'
Tubos arreglados triangularmente (Desnudos)	8'	4'	4'	3'	7'	4'

Longitud Máxima del Elemento 20'
Tamaño Normal del Tubo (4").

Arreglo de los tubos	Espacio del Soplador de Hollín (*)					
	A	B	C	D	E	F
Tubos a cuadros (Desnudos)	12'	6'	6'	4'	9'	5'
Tubos de Arreglo Triangular (Desnudos)	10'	5'	5'	4'	9'	5'

Los materiales del elemento en función a la temperatura de los gases de combustión se dan a continuación:

Temperatura.
Mayor a 900°F
900°F a 1500°F
1500°F a 1800°F

Material del Elemento.
Acero al Carbón
Vulcom
Ayyuloy

(*) Ver las figuras IV. 12 a , b y c , para el arreglo del Soplador.

Sopladores Retractiles.

Tabla IV. 6c .- Tamaño Normal del Tubo (No Mayor a 3/4")

Arreglo de Tubos	Normales	Aletados	Espacio del Soplador (*)					
			A	B	C	D	E	F
A cuadros	No mayor a 3/4"		7'-0"	3'-6"	3'-6"	3'-6"	7'-6"	4'-0"
	Mayor a 3/4"		6'-0"	3'-0"	3'-0"	3'-0"	6'-6"	3'-6"
	Mayor a 3/4"	3/pulgada	7'-0"	3'-6"	3'-6"	3'-6"	7'-6"	4'-0"
	Mayor a 3/4"	5a7/pulgada	6'-0"	3'-0"	3'-0"	3'-0"	6'-6"	3'-6"
	No mayor a 3/4"		6'-0"	3'-0"	3'-0"	3'-0"	6'-6"	3'-6"
	Mayor a 3/4"		5'-0"	2'-6"	2'-6"	2'-6"	5'-6"	3'-0"
	Mayor a 3/4"	3/pulgada	6'-0"	3'-0"	3'-0"	3'-0"	6'-6"	3'-6"
	Mayor a 3/4"	5a7/pulgada	5'-0"	2'-6"	2'-6"	2'-6"	5'-6"	3'-0"

Tamaño Normal del Tubo. (4" y mayores).

Arreglo de Tubos	Normales	Aletados	Espacio del Soplador (*)					
			A	B	C	D	E	F
A cuadros	No mayor a 3/4"		8'-0"	4'-0"	4'-0"	4'-0"	8'-6"	4'-6"
	Mayor a 3/4"		7'-0"	3'-6"	3'-6"	3'-6"	7'-6"	4'-0"
		3/pulgada	8'-0"	4'-0"	4'-0"	4'-0"	8'-6"	4'-6"
		5a7/pulgada	7'-0"	3'-6"	3'-6"	3'-6"	7'-6"	4'-0"
	No mayor a 3/4"		7'-0"	3'-6"	3'-6"	3'-6"	7'-6"	4'-0"
	Mayor a 3/4"		6'-0"	3'-0"	3'-0"	3'-0"	6'-6"	3'-6"
		3/pulgada	7'-0"	3'-6"	3'-6"	3'-6"	7'-6"	4'-0"
		5a7/pulgada	6'-0"	3'-0"	3'-0"	3'-0"	6'-6"	3'-6"

(*) Ver figuras IV. 12 a , b y c , para arreglo de Soplador.

Sopladores Retractiles.

Tabla IV. 6d .- Tamaño Normal del Tubo (No mayor a 3½")

Arreglo de los tubos	Espacio del Soplador (*)					
	A	B	C	D	E	F
A cuadros (desnudos).	12'	6'	6'	5'	10'	6'
Triangular (desnudos).	10'	5'	5'	4'	8'	5'

Tamaño Normal del Tubo (4" y Mayores).

Arreglo de los tubos	Espacio del Soplador (*)					
	A	B	C	D	E	F
A cuadros (desnudos).	14'	7'	7'	6'	11'	6'
Triangular (desnudos).	12'	6'	6'	6'	11'	6'

(*) Ver figuras IV12a, b, y c para arreglo de Sopladores.

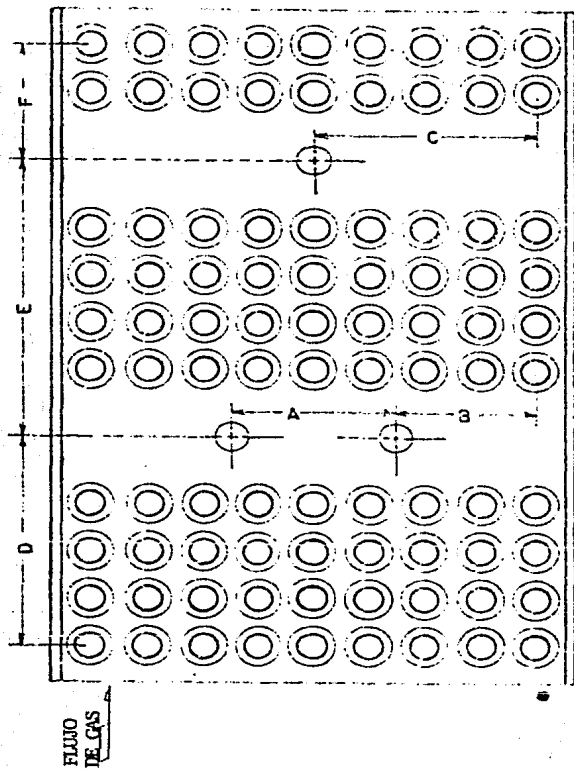


Figura IV.12a.- Tubos aletados con "Pitch" a cuadros.
Arreglo Longitudinal.

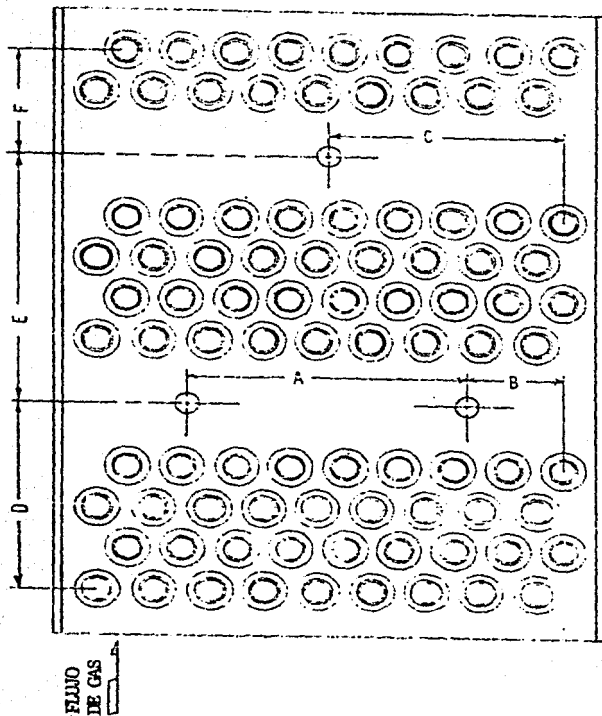
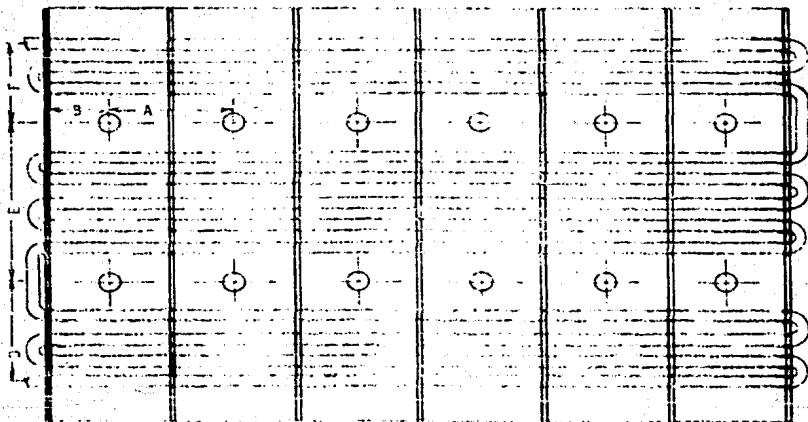


Figura IV.12b.- Tubos aletados con "Pitch triangular.
Arreglo Longitudinal.



FLUJO DE
C/S




Figura IV.12c.- Tubos alotados con "Pitch" triangular y a cuadros Arreglo Perpendicular.

la siguiente información.

- Tipo y número de sopladores de Hoilín a utilizar.
- Tipo de boquillas de cada soplador (Venturi o Rectas).
- Diámetro de las boquillas de soplado.
- Número de boquillas de soplado.
- Calidad del vapor de soplado (Saturado o Sobrecalentado).
- Presión de soplado.
- Temperatura de soplado.

Determinación del área efectiva de Soplado.

(Por Unidad)

Para definir este parámetro se puede utilizar la gráfica IV.1 y IV.2 , o la ecuación IV.4

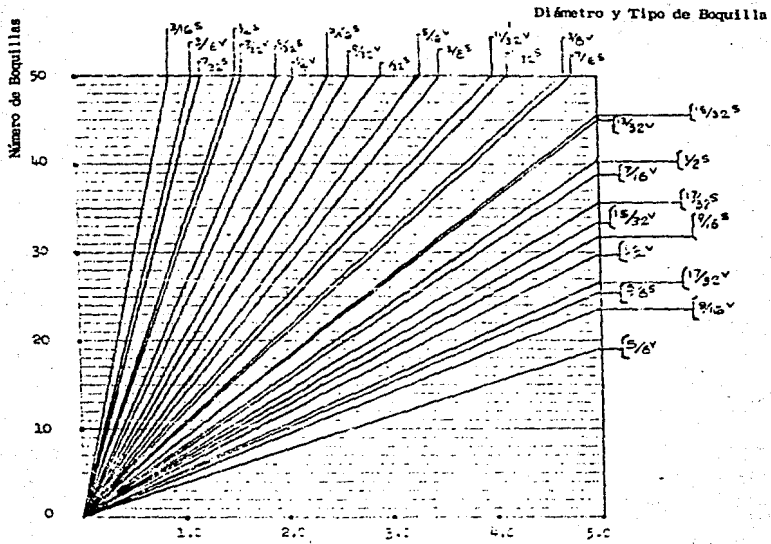
En base al método gráfico (para sopladores de tipo rotatorio), con el tipo, número y diámetro de las boquillas de soplado, se lee en la abscisa de la gráfica IV.1 el "área de soplado efectiva".

Enseguida, con el dato antes obtenido, la presión de soplado y con la ayuda de la gráfica IV.2 , se obtiene (en la ordenada al origen) el flujo de vapor (lb/seg) por cada unidad de soplado. Ref. (5).

Gráfica IV.1.- Área Efectiva de la Boquilla de Soplado.
(Unidades Rotatorias).

Área Interna de los Elementos.

Elemento de $1\frac{1}{2}'' = 1.77$ pulg.²
Elemento de $2'' = 2.95$ pulg.²

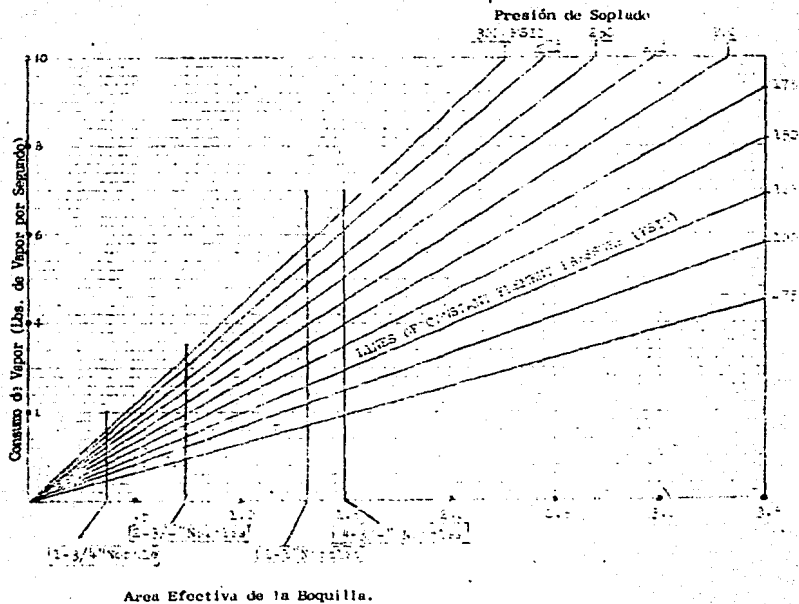


Área Efectiva de las boquillas:

s = Tipo Recto : 0.63 x
v = Tipo Venturi : 0.85 x

Consumo de Vapor.

El flujo es directamente proporcional a la presión absoluta.



Gráfica IV.2.- Consumo de Vapor (Saturado)
Relación de Flujo - Presión

Para determinar el flujo de vapor sin el empleo de las gráficas antes mencionadas, el área efectiva se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$A_{E.S.} = \frac{\pi D_{B.S.}^2}{4} N_{B.S.} C_d \text{ ----- ec. (IV.4)}$$

Donde: $A_{E.S.}$ = Área efectiva de soplado: [in²]

$D_{B.S.}$ = Diámetro de la boquilla de soplado: [in]

$N_{B.S.}$ = Número de boquillas de soplado: [ad]

C_d = Coeficiente de descarga (función del tipo de boquilla) Ref. (5).

- Boquillas tipo Venturi - - - - - 0.85

- Boquillas tipo rectas - - - - - 0.63

Con $A_{E.S.}$ y sabiendo que para el flujo de vapor se recomiendan manejar velocidades menores a 250 ft/s. El flujo de vapor de soplado quedará definido por la siguiente relación:

$$Q_{U.S.} = A_{E.S.} \times U_{F.U.} \text{ ----- ec. (IV.5)}$$

Donde: $Q_{U.S.}$ = Flujo total de vapor de soplado (por unidad): [ft³/S]

$U_{F.U.}$ = Velocidad de flujo de vapor lb/Hr.

Para el empleo de unidades del tipo retractil, conocido el número, tipo y diámetro de las boquillas de soplado, se localiza el área efectiva sobre la absisa de la gráfica IV.2 . se lee verticalmente hasta intersectarse con la presión de soplado y se hace un desplazamiento horizontal para conocer el flujo de vapor de descarga.

IV.5.- Cortina de Vapor.

IV.5.a.- Función.

Es utilizada para aplicar una barrera o "cortina de vapor" en torno al Calentador en caso de que quede sometido a la acción de algún fuego, o requiera ser aislado en alguna otra operación de emergencia.

IV.5.b.- Componentes.

La cortina de vapor queda integrada por tres elementos básicos:

- Una válvula accionada manualmente la cual deberá instalarse como mínimo a 15 m del Calentador para poder tener un seguro acceso a ella en caso de que se requiera su apertura.

- Trampas de vapor instaladas en los puntos extremos y más bajos de la tubería.

- Una línea de vapor de 1 ó 2 pulgadas de diámetro - la cual quedará instalada al rededor del Calentador, a nivel de piso y - que irá perforada en la forma que se muestra en el detalle "A" de la figura IV.13 .

IV.5.c .- Calidad de Vapor.

En base a la función requerida es suficiente utilizar vapor de baja presión (saturado).

Concretamente para las plantas de Pemex se utiliza vapor de calentamiento, saturado, de aproximadamente 146°C.

IV.5.d - Capacidad del Sistema.

El flujo de vapor para cortina se estima por medio de la siguiente ecuación:

$$Q_{C.U} = A_{C.V} U_{U.S} \text{ --- ec. (IV.6)}$$

Donde $Q_{C.U}$ = Flujo de vapor para cortina: [ft³/S]

$A_{C.V}$ = Area transversal de flujo de la línea distribuidora del fluido [ft²]

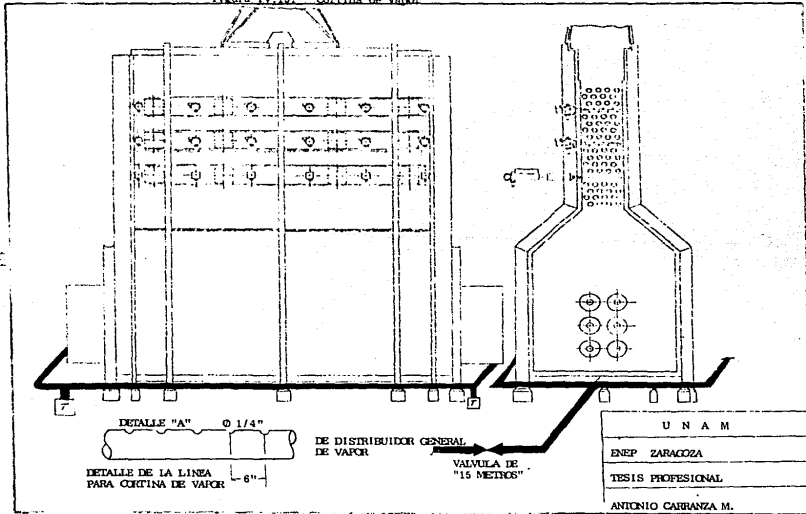
U_{S} = Velocidad promedio del vapor para cortina
sobre la línea distribuidora: [ft/s]. (*)

(*) No mayor de 100 ft/s por seguridad.

IV.5.e.- Trazado del Sistema.

El trazado del Sistema es a nivel de piso, en torno al Calentador, tal como se muestra en la figura siguiente.

Figura IV.13.- Cortina de Vapor



Referencia.

- Ref. (1) Space requirements and layout for process furnaces
Chemical Engineering, February 27, 1978, pag 121 -
Robert Kern, Hoffman. La Roche Inc.
- (2) The Refiner's Notebook. A Weekly Feature of the -
Oil and Gas Journal.
- (3) Design Engineering Department - Piping División. -
Analytical piping Design Manual. M.W. Kellogg Com
pany.
- (4) The M.W. Kellogg Company Engineering Standard, By
Standar División (Typical Steam piping for furna -
ces (M-30-25 Date: 1/10/53 pág. 1 de 2.
- (5) Cleaning the Fired Heater.
Copes Vulcan
SD-2D

PARTE V.- SERVICIO DE DECOQUIZADO

V.1.- Causas de la Incrustación en los Tubos de los Calentadores a Fuego Directo (CAFD).

Todos los CAFD son diseñados en base a una carga térmica que deben proporcionar a una ó varias corrientes de proceso con el fin de calentarlas ó "crackearlas", elevando en tales casos la temperatura del fluido alimentado.

Un CAFD con tubos limpios opera por abajo de su capacidad de diseño. En este sentido, un parámetro importante que está involucrado con la eficiencia de los CAFD es la transferencia de calor que se efectúa entre los tubos y el fluido que está siendo calentado. Sin embargo, ésta se ve reducida por el hecho de que las sustancias manejadas son susceptibles al ensuciamiento, o que con la elevación de temperatura forman materiales incrustantes durante la operación. Normalmente estas incrustaciones se van depositando a lo largo de la pared interna de los tubos, y en regiones de elevada temperatura, este material forma duros depósitos de coque e inorgánicos. La dureza, el espesor y sobre todo la naturaleza de los depósitos varía ampliamente, dependiendo del tipo de fluido calentado, de la naturaleza de las impurezas que contiene y del procedimiento del calentamiento. Aún más, los fluidos de proceso en los cuales se presenta la tendencia a la formación de materia incrustante, acarrear adicionalmente a la formación de escoria en los tubos, un incremento en los costos de bombeo y otros costos de operación debido a la fuerte caída de presión que se registra en los CAFD.

Es claro que conforme el equipo esté operando, la capa de material incrustante continuará creciendo de tal forma que eventualmente requerirá ser removida.

Fuera de cualquier mantenimiento al equipo, las incrustaciones actuarán como aislante, impidiendo la transferencia de calor y restringiendo el flujo del fluido, causando elevadas caídas de presión - a través del calentador. Aunado a la mala eficiencia térmica alcanzada bajo estas circunstancias, en muchos casos hay formación de "puntos calientes" los cuales causan serias degradaciones, por los esfuerzos mecánicos en los tubos, dañándolos severamente.

En suma, existe una fuerte relación entre la eliminación del material incrustante y el mejoramiento de la transferencia de calor - en los tubos del CAFD. En general, una capa de material incrustado de - aproximadamente 1/4" requiere un aumento de 200°F en la superficie externa de los tubos para mantener la transferencia de energía térmica deseada en el proceso. Asimismo, se estima que una elevación de temperatura de - 100°C en dicha superficie disminuye la eficiencia del equipo, provocando así, un mayor consumo de combustible (5% aproximadamente) del utilizado - en condiciones normales. Ref. (3).

Se ha hablado en torno a las causas principales del coquizado en los tubos de los CAFD y de los criterios que convencionalmente se usan en las plantas de proceso para determinar cuando se debe decoquizar. En referencia a ésto, conviene apuntar que las causas principales que provocan la incrustación en el interior de los tubos son las siguientes:

V.1.1.- Carburización Catalítica.

Quando el hidrocarburo se pone en contacto con los tubos calientes de CAFD, en la superficie se forma un carburo metálico, el cual reacciona con el fluido coquizable de la corriente de proceso, for-

mándose de esta manera partículas de coque que se impregnan sobre la su perficie metálica. La carburización varía con la temperatura, la meta lúrgia del tubo, el tiempo de residencia, las características del material procesado, así como de los contaminantes presentes en este último (11).

V.1.2.- Degradación Térmica.

La degradación térmica de los hidrocarburos procesados se dá a temperaturas de operación de aproximadamente 900°F, especial mente en las áreas de temperatura crítica en el CADF.

Nelson proporciona valores aproximados de temperatura a las cuales se presenta el "cracking". Dichos valores coinciden - con las opiniones encontradas en otras fuentes. Ref. (10).

V.1.3.- Baja Masa Velocidad.

La baja masa velocidad del fluido circulado por los tubos ocasiona a menudo problemas serios de formación de coque.

V.1.4.- Material Inorgánico.

El contenido de materiales inorgánicos que lleva el fluido que entra al equipo de calentamiento también genera coquización. Tal es el caso de las sales ó sustancias cáusticas presentes en la alimentación en CADF de Plantas Refinadoras de Crudo.

V.2.- Criterios que Determinan la Necesidad de la Operación de Decoquizado.

Actualmente, los principales parámetros que se utilizan para determinar cuándo se debe efectuar el decoquizado de los tubos de - las unidades de calentamiento son, por una parte, el ascenso paulatino -

de la temperatura en algunas zonas de tubería que en ocasiones alcanzan valores hasta de 1400°F ó mayores. Por otra parte, la excesiva caída de presión detectada en los serpentines.

La caída de presión en cada serpentín se debe registrar regulamente al inicio y durante toda la operación normal. La experiencia apunta que a condiciones de flujo y temperatura constantes, un incremento del 30% en la caída de presión indica la presencia de una capa de coque y/o material inorgánico de aproximadamente 3.2 mm. (1/8") de espesor y cuyo valor numérico debe considerarse como el máximo permisible ya que debido a los efectos aislantes del coque, se puede provocar un sobrecalentamiento y daño consecuente en los tubos.

El incremento sucesivo de combustible a condiciones de carga y temperatura constante es también otra forma de indicar la existencia de material incrustado sobre la pared interna de los serpentines.

V.3.- Calentadores a Fuego Directo que requieren Sistema de Decoquizado.

Los CAFD utilizados en la industria petrolera pueden dividirse en tres grupos generales, de acuerdo a su tendencia a la coquización:

V.3.1.- CAFD para Servicios poco Coquizable.

En este tipo de calentadores se acumulan pequeños depósitos de coque, excepto en el caso de alguna falla importante cometida en el procedimiento de operación de la unidad. Como ejemplos representativos se tienen los CAFD utilizados en las unidades de destilación atmosférica, al vacío, tratamiento de Naftas y Gaseóleos, o servicios similares.

V.3.2.- CAFD para Servicios Coquizables.

Aquí, apresiabes depósitos de coque se forman en condiciones de operación normal. En estos equipos se aplica la operación de decoquizado durante paros programados de la unidad. Como ejemplo se cuentan las unidades coquizadoras por el proceso retardado, reductoras de viscosidad y descomposición térmica.

V.3.3.- CAFD para Servicios con Incrustación Excesiva.

En estos equipos de calentamiento la incrustación es muy apresiable, y por lo tanto se tiene la necesidad de aplicar el procedimiento de limpieza periódicamente como parte de la operación normal. Como ejemplo se tienen los CAFD pirolíticos.

V.4.- Formas de Reducir la Coquización.

V.4.1.- Antiensuciantes.

En muchas plantas de proceso se dispone de recursos destinados a retardar la formación de materiales incrustables en los tubos de los CAFD. Tal es el caso de los antiensuciantes, que para algunos servicios son muy efectivos ya que logran reducir notablemente la frecuencia de limpieza o remoción. Sin embargo, la utilidad de los antiensuciantes es bastante discutible ya que varía de acuerdo al tipo de crudo o sustancia procesada.

V.4.2.- Velocidad de Flujo.

Quando se tiene una baja masa de velocidad a través de los tubos, se eleva el tiempo de residencia en el equipo. Evidentemente esto no es deseado debido a las bajas eficiencias que en el calentador se registran. En la práctica, este problema se soluciona por

medio de la inyección de condensado ó vapor sobrecalentado a la corriente de proceso que circula por los serpentines.

V.5.- Procedimientos de Decoquizado.

A través de los años se han desarrollado diversas formas de reducir la acumulación de material incrustante con la premisa de aumentar los períodos de operación ininterrumpida de los calentadores, logrando con ello la disminución del capital destinado a cubrir los elevados costos de mantenimiento y la optimización en el consumo de energía.

Normalmente se practican cinco procedimientos de limpieza para tubos de CAFD, los cuales se enlistan a continuación:

Limpieza con aire-vapor.

Turbinado.

Limpieza con chorros de agua.

Limpieza química.

Limpieza con chorros de arena.

V.5.1.- Limpieza con Aire-Vapor.

El procedimiento más utilizado en las refinerías es el decoquizado con aire-vapor, en el cual se requieren líneas disponibles de vapor y aire que deben ser conectadas a los serpentines del calentador. La remoción del material incrustado es efectuada por su combustión controlada con vapor como medio de control.

La reacción de combustión deberá efectuarse en un rango de temperaturas, cuyo límite superior estará definido por la resistencia térmica del metal de los tubos del CAFD, y cuyo límite inferior está dictado por la temperatura requerida para la reacción.

En muchos casos, se forma una firme escoria metálica en la superficie interna de los tubos, la cual, opone resistencia a la transferencia de calor y aumenta de espesor cada vez que se realiza el decoquizado, por lo cual es recomendable removerla eventualmente por medio de un simple tubo. Con esta medida, se puede aplicar el decoquizado con aire-vapor sin mayores problemas.

En algunas secciones de tubería (especialmente las instaladas en la zona de convección), es muy riesgoso aplicar el procedimiento de decoquizado con aire-vapor, debido a que estas secciones no se pueden someter a temperaturas excesivamente elevadas para mantener la reacción de combustión, por lo cual es preferible limpiar los tubos mecánicamente.

Por último, conviene apuntar que el trabajo invertido en el procedimiento de decoquizado con aire-vapor es menor que el empleado por otros métodos. Sin embargo, los costos de combustible para la etapa de quemado son elevados.

V.5.2.- Procedimiento de Turbinado.

En el procedimiento de turbinado, una flecha rotatoria cortante pasa a través de cada sección recta de tubería, cortando físicamente y fraccionando los depósitos de material. Este procedimiento requiere que cada uno de los tubos sea descubierto y limpiado individualmente, lo cual se traduce en un trabajo intensivo y de gran pérdida de tiempo de operación. Aquí un desgaste significativo de la pared del tubo puede ser el resultado de una técnica no apropiada de cortado. Los calentadores equipados con codos de retorno tipo tapón y "oreja de mula" son difíciles de limpiar con este dispositivo, puesto que deben ser removidos para su limpieza, requiriéndose para ello de una gran labor y mucho tiempo de aplicación. Adicionalmente, cuando estos accesorios no son debidamente reinstalados, se corre el riesgo del derrame del fluido cuando la operación normal se ha reestablecido nuevamente.

V.5.3.- Limpieza con Chorros de Agua.

Es similar a la limpieza mecánica por turbinado en el sentido de que la acción física directa del agua remueve los depósitos de material incrustado.

Este método consiste en la aplicación de chorros de agua a alta presión (7000 a 10000 psig), los cuales se impactan directamente sobre los depósitos, aflojándolos y arrastrándolos por los tubos hacia la salida del calentador. Ref. (4).

Este procedimiento se utiliza esporádicamente debido a que los depósitos de carbón son muy difíciles de remover, de tal forma que el agua a alta presión no es suficiente para lograr una eficiente remoción. Además de que cuando se aplica en calentadores multipasos, debido a las pérdidas de presión de los chorros de agua, se requeriría limpiar individualmente cada sección de tubo recto.

V.5.4.- Limpieza Química.

En la técnica de "Limpieza Química", alguna solución ácida se hace circular a través de los tubos del calentador hasta lograr que el material incrustado sea ablandado y removido. Esta tarea es normalmente seguida por la inyección de agua de lavado a flujo rápido, de tal manera que pueda arrastrar los depósitos no desalojados en la etapa anterior.

La limpieza química es muy efectiva si los depósitos incrustados pueden ser disueltos con disoluciones ácidas. Sin embargo, la corrosión de la superficie interna de los tubos por el efecto del ácido es un problema que siempre se presenta.

En este procedimiento se deben tomar medidas de seguridad para destruir y/o eliminar la cantidad de gases tóxicos generados

por la acción del ácido sobre los depósitos incrustados que contienen -
materiales sulfurosos.

La limpieza química es el procedimiento menos utilizado ya que además de las limitantes anteriores, para cada compuesto de positado debe utilizarse un producto químico diferente. Cuando se nece sita remover un gran número de compuestos, los requerimientos de sustan cias químicas y tiempo resultan prohibitivos.

V.5.5.- Limpieza con Chorros de Arena.

Este procedimiento consiste en inyectar un material abrasivo a la parte interna de los tubos del calentador a velocidades - elevadas por medio de un gas de arrastre (usualmente Nitrógeno), el - cual es usado por ser un fluido inerte.

Una vez que la mezcla gas-abrasivo se introduce a - los tubos, las partículas chocan contra la superficie interior a alta velocidad, desalojando los depósitos sin dañar las paredes del tubo.

El efecto multiplicado de miles de partículas abra- sivas que chocan sobre el material incrustado, hace que los tubos se - limpien poco a poco. La efectividad de la limpieza depende de la velo cidad del gas de arrastre y ésta disminuye si se tienen variaciones en el diámetro de los tubos.

El material abrasivo que sale de los tubos de CAFD y que lleva los depósitos de material incrustante se hace pasar por - medio de un eliminador de polvo, que opera con agua y es recogido en un depósito recolector, ó vaciado directamente a los camiones recolec tores.

La longitud de tubería que puede ser limpiada  -

una sección es función del diámetro del tubo. En caso de trabajar con calentadores pequeños, de varios pasos, es posible que todos los tubos puedan limpiarse como si fueran uno solo.

Si se tiene que limpiar un calentador grande y con gran cantidad de pasos, la limpieza deberá efectuarse en dos ó más sec ciones.

Un aspecto muy importante en este procedimiento de limpieza, es el hecho de que se requiere de un tiempo y trabajo de aplicación mínimos, sin embargo, es también un procedimiento muy costoso.

La tabla V.1 muestra las características más importantes de los procedimientos de decoquizado utilizados en las plantas de proceso.

La práctica diaria sostiene que los procedimientos de decoquizado que manejan el principio de remoción mecánica, requieren de 4 a 7 unidades de tiempo más que el que utiliza aire-vapor. Es decir, una operación mecánica típica de decoquizado requiere de 3 a 7 días de trabajo, comparada con 16-24 hrs. empleadas en la operación que utiliza aire y vapor. Ref. (1).

En nuestro tiempo, se ha convertido en el procedimiento prioritario, de más frecuente aplicación y en el cual PEMEX - tiene la mayor confianza, por tanto, conviene señalar y explicar con detalle los pasos y mecanismos involucrados en la aplicación del procedimiento de decoquizado que utiliza aire-vapor.

Procedimiento	Grado de Aplicación	Ventajas	Desventajas	Principio de remoción	Procedimiento	Grado de Aplicación	Ventajas
Aire-Vapor	Muy utilizado.	<ul style="list-style-type: none"> -Poco tiempo de aplicación. -Relativamente económico. -Eficiencia en la remoción. -Pocas complicaciones en su aplicación, (se recomienda lo efectúe personal experimentado). -Requerimientos de trabajos mínimos. -Reducidos problemas de contaminación. 	<ul style="list-style-type: none"> -Apreciable consumo energético. -Debilita el material de los tubos por la acción térmica. -Requiere de equipo complementario. (líneas, accesorios, tanques, etc.). 	Reacción química (oxidación) acompañada de la acción mecánica.	Chorros de Agua		
					Limpieza Química	El menos utilizado	<ul style="list-style-type: none"> -Muy efectivo cuando los depósitos intados son tables con soluciones dadas.
Turbinado	Frecuentemente utilizado.	<ul style="list-style-type: none"> -Si el procedimiento se efectúa cuidadosamente, se logra una eficiente limpieza. -No requiere de mucho equipo complementario. 	<ul style="list-style-type: none"> -Alto consumo de tiempo en su aplicación. -Requiere un trabajo intensivo (Más laborioso que el procedimiento con aire vapor). -El sistema de remoción ocasionalmente daña los tubos. 	Acción completamente mecánica. (Fragmentación mecánica).			
Chorros de Agua	Poco utilizado	<ul style="list-style-type: none"> -Muy práctico en la remoción de materiales débilmente adheridos. -No requiere de significativo equipo complementario. -Relativamente económico. 	<ul style="list-style-type: none"> -Poco eficiente (especialmente cuando se aplica a la remoción de depósitos carbonosos). -El chorro de agua a presión no garantiza buenos resultados. -Consumo escandaloso de agua y energía. 	Acción mecánica (el agua a alta presión se impacta contra las paredes de los tubos, removiendo los depósitos).	Chorros de Arena	Frecuentemente utilizado.	<ul style="list-style-type: none"> -Alto grado de eficiencia -Poco tiempo de trabajo -Fácil aplicación. -No provoca problemas de contaminación.

TABLA V.1.- Características de los Procedimientos de Decoquizado.

Principio de acción	Procedimiento	Grado de Aplicación	Ventajas	Desventajas	Principio de remoción
Acción química (oxidación) acción mecánica.	Chorros de Agua			Involucra un trabajo considerable y consumo de tiempo excesivo.	
Acción completa mecánica. (segmentación mecánica).	Limpieza Química	El menos utilizado	-Muy efectiva cuando los depósitos incrustados son tratables con disoluciones ácidas.	Problemas de corrosión en la superficie interna de los tubos por el efecto del ácido. Formación de gases tóxicos. Instalación de dispositivos de seguridad para manejar los gases tóxicos generados por la acción del ácido sobre los depósitos incrustados. Para cada sustancia depositada deberá utilizarse un producto químico distinto. Poco económico. Requerimientos de tiempo elevados.	Acción química.
Acción mecánica agua a alta presión se impacta contra las paredes de los tubos, removiéndolos depósitos.	Chorros de Arena	Frecuentemente utilizado.	-Alto grado de eficiencia. -Poco tiempo de trabajo en su aplicación. -Fácil aplicación. -No provoca problemas de contaminación.	Procedimiento muy costoso. Provoca un gasto de energía considerable. Requiere dispositivos adicionales.	Acción Mecánica.

V.6.- Preparativos para el decoquizado por el procedimiento de Aire-Vapor. Por principio de cuentas se rotan los codos giratorios A y B localizados en la parte final del serpentín de la sección de radiación hacia el sistema de limpieza tal como se muestra en la figura V.1 (sistema típico de decoquizado de tubos en un solo sentido). Verificar que el agua de servicio de apagado (línea H) está abierta hacia el tanque de apagado para el decoquizado (FB-101). Desplazar las figuras ocho (A y B), de tal manera que permitan a la línea de aire para decoquizado estar disponible a la operación.

Establecer un flujo de vapor saturado a través de la línea (G) que se conecta al serpentín de vapor sobrecalentado del Calentador a Fuego Directo BA-101, y ventearlo por el silenciador (A). Este flujo de vapor de enfriamiento debe mantenerse durante todo el tiempo de la operación de limpieza (de decoquizado) con el propósito de evitar posible sobrecalentamiento y/o ruptura de los tubos.

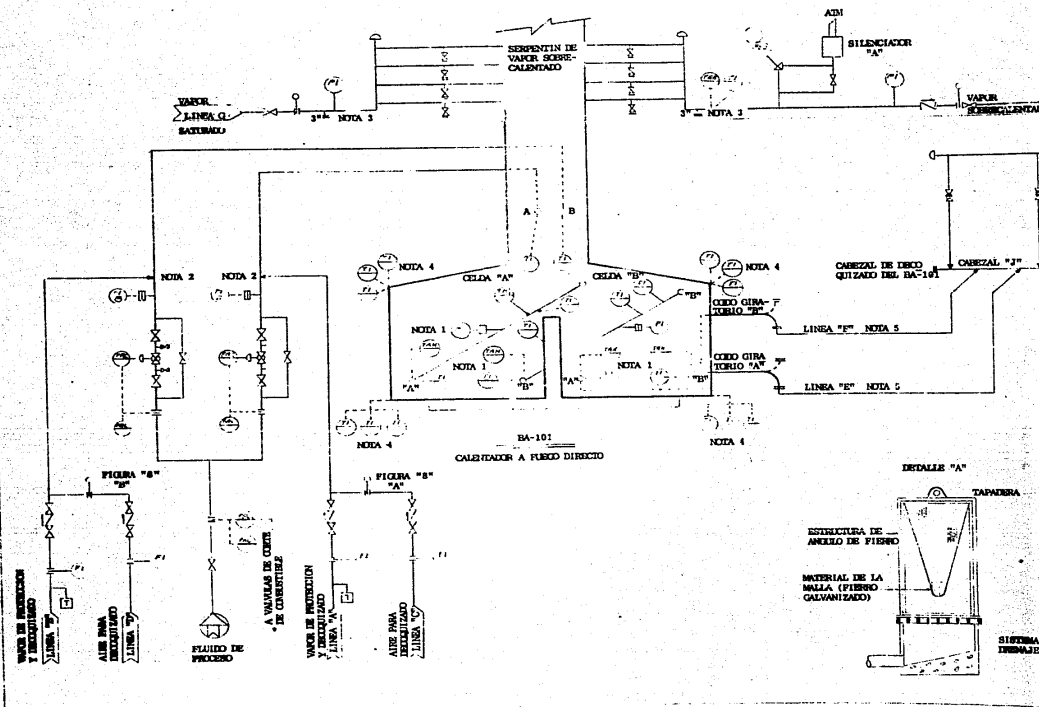
Verificar que la producción de vapor de la unidad sea suficiente para el consumo requerido, incluyendo el flujo máximo necesario para la operación de limpieza del CAFD. En caso preciso, alimentar vapor adicional de alguna fuente disponible.

V.7.- Etapas involucradas en el Decoquizado bajo el Procedimiento de Aire-Vapor.

V.7.1.- Etapa de descascarado (limpieza de los tubos con vapor).

Es aconsejable efectuar la limpieza con vapor en uno, o a lo más en dos serpentines a la vez para que la afluencia del tanque de decoquizado pueda observarse y así determinar la efectividad de la limpieza del vapor. De esta manera el flujo de vapor de descascarado puede ser reducido si las partículas de coque en el drene son excesivas; ó puede ser ajustado dentro de las limitaciones descritas posteriormente para promover

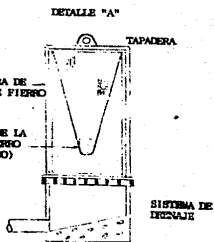
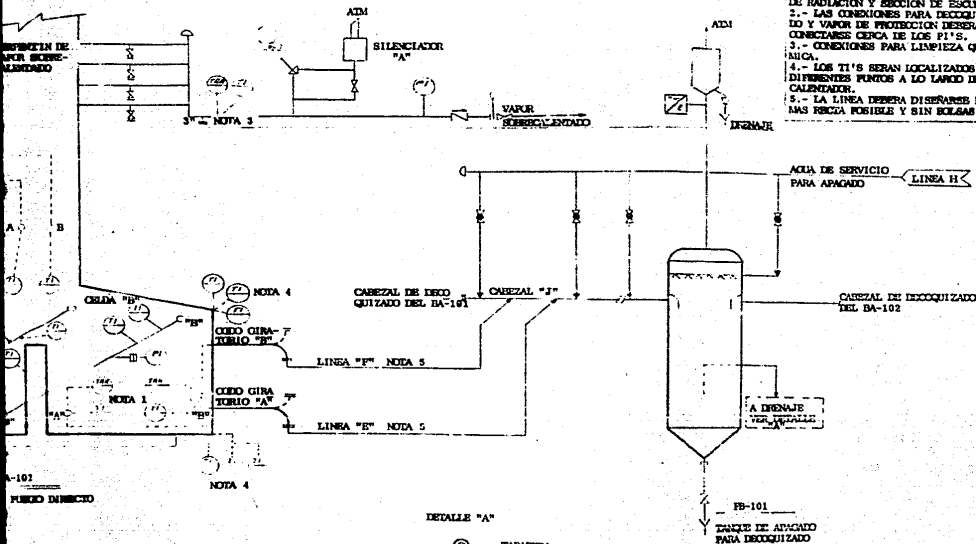
FIGURA V.1.- SISTEMA TÍPICO PARA DECOQUIZAR DOS SERPENTINES SIMULTÁNEAMENTE POR EL PROCEDIMIENTO DE AIRE VAPOR EN UN SOLO SENTIDO.



DECOQUIZAR DOS SERPENTINES SIMULTÁNEAMENTE
 DE AIRE VAPOR EN UN SOLO SENTIDO.

NOTAS ACLARACIONES

- 1.- LA INSTRUMENTACION MOSTRADA, REGISTRA E INDICA LA TEMPERATURA Y PRESION EXISTENTE EN DISTINTOS PUNTOS DE LOS TUBOS Y DEL EQUIPO OLFRENDIDO DENTRO DE LA SECCION DE RADIACION Y SECCION DE ESCUDO.
- 2.- LAS CONEXIONES PARA DECOQUIZADO Y VAPOR DE PROTECCION DEBERAN CONECTARSE CERCA DE LOS P.I'S.
- 3.- CONEXIONES PARA LIMPIEZA QUIMICA.
- 4.- LOS T.I'S SERAN LOCALIZADOS EN DISTINTOS PUNTOS A LO LARGO DEL CALDERIN.
- 5.- LA LINEA DEBERA DISEÑARSE LO MAS RECTA POSIBLE Y SIN BOLSAAS.



UNAM
 INEP ZARAGOZA
 TESIS PROFESIONAL
 ANTONIO CARRANZA M.

el desprendimiento del material incrustado.

Encender flamas pequeñas y bien distribuidas en ambas secciones del CAFD para llevar las temperaturas de los gases de radiación cercanas a las 232°C (450°F). Estas son indicadas en los indicadores de temperatura correspondientes. La temperatura debe elevarse a una velocidad aproximada de 300°F por hora.

Después de purgar las líneas de vapor de protección y decoquizado (A y B) de residuos condensados, abrir los flujos de vapor hacia ambos serpentines.

En CAFD de tubos horizontales el vapor puede alimentarse a los tubos cuando se encienden los primeros quemadores, en CAFD con tubos verticales deben calentarse los tubos antes de alimentar el vapor.

La masa velocidad para el vapor en cada serpentín deberá ser cercana a 30 Kg/seg m² (6 Lbs/seg ft²), ya que es el valor recomendado por la referencia (3) que establece las recomendaciones de los servicios necesarios para el decoquizado de los tubos del CAFD con vapor y aire.

Incrementar el calentamiento del CAFD hasta alcanzar temperaturas en los gases de radiación cercanas a los 704°C (1200°F). El límite de este incremento de temperatura es de 166°C (300°F) por hora, con el fin de evitar daños en los materiales refractarios del CAFD. El control del calentamiento del CAFD se realiza con ayuda de los termopares instalados en los tubos del CAFD. Ref. (2).

Elevar el flujo de vapor a través del serpentín "A" hasta alcanzar una masa velocidad recomendable para el vapor de descascarado de 88 Kg/m² seg (18 Lbs/Ft² seg).

Tan pronto como aparezcan las partículas de coque en el drene "A" del tambor de decoquizado FB-101, reducir el flujo de vapor de descascarado para disminuir al mínimo la acción abrasiva de las partículas de coque en los tubos del CAFD. Cuando la aparición de coque sea mínima y se detenga, incrementar cuidadosamente el flujo de vapor para ocasionar el desprendimiento del coque aún alojado en los tubos del equipo.

En el caso que no se desprenda el coque siguiendo - las instrucciones anteriores, una o ambas de las siguientes alternativas deben emplearse para provocar el decoquizado.

Reducir y aumentar en forma alternada el flujo de vapor al serpentín.

Reducir la temperatura a la salida de la zona de radiación a aproximadamente 110°C (230°F), e inmediatamente después aumentarla hasta 704°C (1300°F). Esta temperatura se indicará en los TI'S correspondientes (según el serpentín que se esté decoquizando), colocados en la parte final de los serpentines que salen de la sección de radiación y que se conectan posteriormente a las líneas E y F unidas en sus puntos extremos al cabezal J que llega al tanque de decoquizado.

Cuando el desprendimiento del material del primer serpentín ha terminado, reducir el flujo de vapor. Incrementar la cantidad de vapor hacia el segundo serpentín hasta alcanzar una masa velocidad de 83 Kg/m² seg y realizar el desprendimiento del material en una forma similar.

Cuando los flujos de vapor máximos no muestren evidencia alguna de desprendimiento del coque, reducir el flujo de vapor en el segundo serpentín a 30 Kg/m² seg. (6 Lbs/ft² seg), que equivale a la masa velocidad recomendable para la combustión de coque. A medida que el co -

que es removido, la corriente de agua de apagado se va obscureciendo, - cuando se termina el proceso de descascarado, la corriente de agua de - apagado se aclara.

En esta etapa los cambios de temperatura registrados provocan choques térmicos en el material incrustado, por lo tanto se - fractura, y con el efecto de la alta velocidad del vapor, los trozos de material desprendidos de la superficie interna de los tubos son arras - trados hacia el tanque de decoquizado.

Se ha observado en muchos casos que en la etapa de - descascarado la cantidad de material removido alcanza porcentajes hasta de 90 a 95% del total de material incrustado. Ref. (10).

V.7.2.- Etapa de Quemado (Decoquizado con Vapor-Aire).

El decoquizado con vapor y aire (combustión de coque) es llevado a cabo en ambos serpentines simultáneamente y es preferible - programarlo durante la noche, para que cualquier tubo que se ponga "al - rojo", pueda ser identificado visiblemente.

La relación de aire para la combustión del coque será como máximo el 10% en peso del flujo de vapor. Esta cantidad de aire in crementará la presión de entrada al serpentín en un 20%, como será in dicada en los manómetros PI-A y PI-B colocados respectivamente en las lí - neas que entran a los serpentines (A y B).

Adicionar aire a cada serpentín abriendo gradualmen - te el arreglo de válvulas instaladas sobre las líneas C y D que condu - cen el aire para servicio de decoquizado, mientras se observan detenida - mente los tubos para detectar cualquier punto caliente. La combustión de coque dentro de los tubos será visualizada por la aparición de una - franja roja que se desplazará lentamente a lo largo de los tubos. Los flujos de aire y el calentamiento del horno deben ser ajustados hacia - el punto en donde se mantenga la combustión.

Quando sea necesario mantener la combustión, sostener la temperatura de salida en la sección de radiación cercana a los 704°C (1300°F), e incrementar lentamente el flujo de aire hacia un máximo del 10% del flujo de vapor en cada serpentín. Los incrementos en la cantidad de aire pueden ocasionar algo de desprendimiento de coque, el cual debe reducirse al mínimo para evitar la acción abrasiva en los tubos como se mencionó anteriormente.

Quando el análisis de la corriente del horno indique la ausencia de dióxido de carbono (CO₂), detener el flujo de aire y soplar los serpentines con vapor una vez más. La ausencia de CO₂ debe coincidir con el final del recorrido de la franja de combustión.

Reducir el calentamiento del horno en una forma ordenada para disminuir las temperaturas de los gases de radiación a 260°C (500°F); cortar simultáneamente el flujo de vapor de decoquizado de una manera escalonada y parar el flujo de vapor de enfriamiento a través de los serpentines de vapor sobrecalentado.

Cortar el agua de apagado hacia el tanque de decoquizado EB-101, retornando los codos giratorios del CAFD hacia su posición de operación normal y, por último, mover a su posición original las figuras ocho A y B en las líneas de aire para el decoquizado. Con esto, el CAFD estará listo par regresar a servicio.

V.8.- Criterios de Diseño y Recomendaciones Prácticas considerados en el Dimensionamiento del Sistema de Decoquizado por el Procedimiento de Aire-Vapor.

En la actualidad, el procedimiento de decoquizado que PEMEX utiliza preferentemente en las plantas de proceso, es el de "Aire-Vapor", por ello, los criterios de diseño que a continuación se presentan son especialmente aplicables a dicha técnica de limpieza.

V.8.1.- Vapor de Protección y Decoquizado.

V.8.1.a.- Etapa de Descascarado.

En esta etapa, la cantidad de vapor a través de los tubos no es crítica, sin embargo deberá ser lo suficientemente elevada - para lograr desalojar los depósitos fácilmente removibles del interior - de los tubos. Se recomienda que la masa velocidad del vapor sea de 15 a 20 Lb/ft²-s equivalentes a 73 y 98 Kg/cm²-s respectivamente. Ref. (1).

La Tabla V.2 proporciona algunos flujos de vapor de "descascarado", en función al diámetro de serpentín del CAFD.

Diámetro de Serpentín(in)	FLUJO DE VAPOR de Lb/Hr	"DESCASCARADO" Kg/Hr.
3"	3200	1455
4"	5600	2545
6"	12500	5682
8"	22620	10280

TABLA V.2.- Flujos aproximados de vapor de "descascarado" para diferentes diámetros de serpentín. Ref. (5).

V.8.1.b.- Etapa de Quemado.

Cuando la etapa de "Descascarado" ha concluido, la cantidad de vapor alimentada al serpentín es reducida de tal forma que se logre una masa velocidad de 4 a 8 lb/ft²-s equivalente a 20 y 39 kg/m²-s respectivamente. Ref. (1).

La Tabla V.3 presenta algunos flujos de vapor de "quemado", en función al diámetro de serpentín.

Diámetro de Serpentín(in)	Flujo de Vapor de Quemado	
	lb/Hr	Kg/Hr
3	1100	500
4	1800	818
6	4500	2045
8	7540	3427

TABLA V.3.- Flujos aproximados de vapor de "quemado" para diferentes diámetros de serpentín. Ref. (5).

NOTA: Para CAFD de tubos verticales se debe contar al menos de una cantidad de vapor igual a la utilizada en el proceso normal de decoquizado, con el propósito de disponer de "vapor de soplado", necesario para remover cualquier partícula de coque ó material incrustado que pueda acumularse y bloquear el interior de los codos de retorno de los serpentines.

V.8.2.- Aire para Quemado.

El aire utilizado en la etapa de quemado puede ser proporcionado por estaciones de servicio ó por un compresor portátil accionado por motor.

La condición necesaria para que el aire de planta pueda ser utilizado como aire de quemado, es que la cantidad requerida sea lo suficientemente pequeña en relación a la cantidad total de aire de planta entregado en Límites de Batería.

El uso de un compresor portátil accionado por un motor se justifica cuando la cantidad de aire de planta es limitada. Por ende, conviene proveer en los diseños originales de las plantas la adaptación de un compresor de aire portátil, teniendo en cuenta que puede ser fácilmente instalado y con ello aumentar el suministro existente de aire de planta.

La masa velocidad de aire requerida para el ciclo de quemado es de 1 a 1.5 lb/s ft² ó 5 a 7 Kg/m² en un rango de 90 a 125 psig. Dicha cantidad de aire corresponde aproximadamente a la décima parte del flujo de vapor para la etapa de quemado. Ref. (1) y (2).

La Tabla V.4 presenta algunos flujos de aire de quemado en función del diámetro del serpentín.

Diámetro del Serpentín(in)	FLUJO DE AIRE DE QUEMADO	
	lb/Hr	Kg/Hr
3	221	100
4	393	179
6	884	902
8	1571	714

TABLA V.4.- Flujos aproximados de aire de quemado para distintos diámetros de serpentín. Ref. (5).

V.8.3.- Agua de Apagado.

Un elemento muy importante con el cual se debe contar para efectuar la operación de decoquizado, es el "agua de apagado" la cual cumple una doble función durante la aplicación del procedimiento. Por una parte enfría el material desalojado de los tubos del calentador

y por otra sirve como medio de arrastre de los mismos materiales hacia el tanque de decoquizado.

El agua de apagado puede ser suministrada en forma de agua potable, agua de pozo ó agua subterránea, y cuya calidad debe ser compatible con las disposiciones de tratamiento de agua existentes en la planta.

La cantidad de agua requerida para apagado se estima entre 200 a 300 lb/ft²s, equivalentes a 976 y 1465 Kg/m²s, con una presión de 60 a 90 psig. y su distribución es análoga a la del sistema típico de decoquizado mostrado anteriormente. Ref. (1).

En términos generales, el agua de apagado se divide del cabezal distribuidor en dos partes. Una de ellas, destinada a la boquilla del sistema de esparcido instalado en la parte interior del tanque de decoquizado, y la otra dirigida al cabezal que conduce el material removido hacia el mismo tanque.

La Tabla V.5 proporciona algunos flujos de agua de apagado en función del diámetro de serpentín.

Diámetro del Serpentín(in)	FLUJO DE AGUA DE APAGADO	
	Lb Hr	Kg Hr
3	53014	24068
4	94248	42788
6	212058	96274
8	376992	171154
10	589050	267429
12	848232	385097

TABLA V.5.- Flujos aproximados de agua de apagado para distintos diámetros de serpentín.

V.9.- Instrumentación y Control.

Con el propósito de facilitar la operación de decoquizado, ésta se efectúa en el sentido normal del flujo de proceso (aunque hay unidades en las cuales se decoquiza en ambos sentidos). Es decir, los flujos de aire y vapor requeridos para la operación de decoquizado se alimentan al calentador por la sección de convección.

Es conveniente instalar medidores de flujo en las líneas de entrada tanto de vapor como de aire, de tal forma que los flujos respectivos puedan ser medidos durante las etapas de descascarado y quemado.

El cabezal de agua de apagado no requiere necesariamente de un medidor de flujo, ya que el consumo de este elemento es un tanto flexible.

V.9.1.- Medición de Temperatura.

Se acostumbra localizar indicadores de temperatura en la entrada y salida de cada serpentín, así como en diferentes puntos del calentador. Para tubos instalados en sitios donde la temperatura no puede ser fácilmente determinada un pirómetro óptico puede utilizarse para apoyar la función requerida.

V.9.2.- Medición de Presión.

Los indicadores de presión colocados sobre las líneas de proceso deberán estar lo más cerca posible de las conexiones para decoquizado y vapor de protección con el propósito de utilizarse también durante la operación de limpieza de los serpentines del calentador. Así mismo, al igual que los indicadores de temperatura, los indicadores de presión se localizarán en diferentes puntos del calentador.

V.9.3.- Control de Flujo.

Para realizar el control de flujo durante el decoquizado, se utilizan válvulas de globo, las cuales deberán localizarse en sitios accesibles para su operación. Durante la etapa inicial de descascarado las válvulas deben mantenerse totalmente abiertas para reducir la erosión producida por las partículas de coque.

Cabe señalar que las válvulas de bloqueo convencionales no pueden ser usadas para propósitos de control ya que se ha demostrado que cumplen pobremente la tarea de regulación.

V.10.- Tuberías y Accesorios.

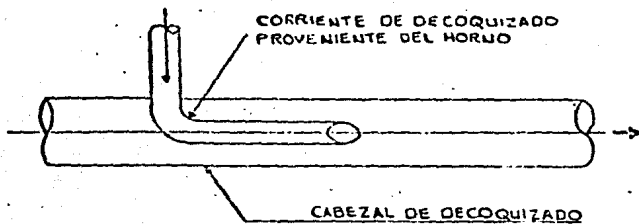
En caso de ser requerido, la tubería para decoquizado deberá llevarse hacia el Rack de tuberías al igual que cualquier otra línea de proceso. La única porción de tubería que requiere aislamiento es la que corre próxima a las áreas de operación, tales como plataformas, siendo el tipo de aislamiento propio para protección al personal.

La tubería recomendada para la operación de decoquizado es de Acero al Carbón, cédula 80, especificación A-53 grado B, A-106 grado A ó B ó API 5L grado A ó B. (Especificación IMP-A14A). Ref. (11).

Todo retorno ó cambio de dirección deberá efectuarse por medio de codos cuyo radio será (como mínimo) de 5 veces el diámetro del tubo. Excepto para "tees" conectadas a la entrada ó salida del calentador. Ref. (1).

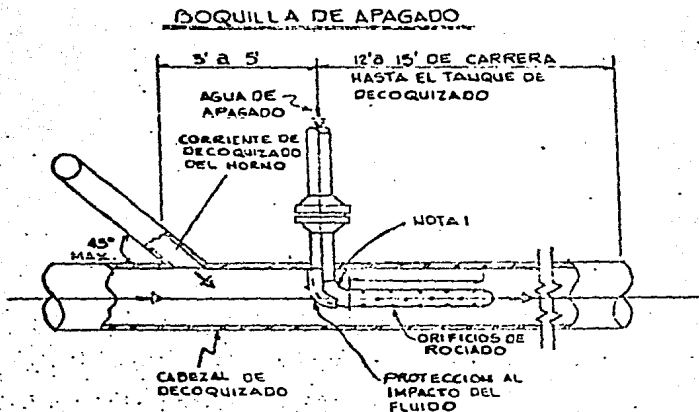
Para minimizar la erosión de las partículas de coque arrastradas, la velocidad en el cabezal deberá ser menor de 600 fps, (183 m/s).

LÍNEAS DE DECOQUIZADO (DETALLES DE INTERCONEXION)



VISTA DE FLAUTA

Figura V.2 a



VISTA LATERAL

NOTA 1.- OPCIONALMENTE SE PUEDE UTILIZAR
ESPRESAS DEL TIPO H DEL CATALOGO
Nº 27 DE SPRAYING SYSTEMS CO. U O-
TRO SIMILAR

Figura V.2 b

Las líneas de decoquizado individuales provenientes de los serpentines del calentador, deberán ingresar al cabezal principal - por la parte superior y en ángulo no mayor a 45° tal como lo muestra en la figura V.2 a, b. Ref. (1).

Se deberá procurar que tanto las líneas como el cabezal de decoquizado presenten un número mínimo de vueltas ó bolsas, con el objeto de reducir al máximo la erosión de la tubería causada por las partículas de coque arrastradas hacia el tanque, y de ser posible, se recomienda que se proyecten al recipiente de decoquizado en forma descendente, es decir que cuenten con una ligera pendiente que facilite el arrastre de material.

V.10.1.- Boquillas de Apagado.

Para controlar la temperatura del metal en el sistema de decoquizado y prevenir que alguna ceniza viva de coque pueda representar un riesgo potencial de fuego, se instalan tanto en el cabezal como en el tanque de decoquizado "boquillas de agua de apagado". En el cabezal de decoquizado, las boquillas de apagado se colocan inmediatamente después de c/u de las líneas de decoquizado que llegan a éste. Cada boquilla deberá estar localizada a una distancia de 12 ó 15 ft a lo largo del cabezal y deberán estar provistas de una protección contra el impacto del fluido, la cual cubre toda la superficie de la boquilla expuesta a la corriente de decoquizado. Ref. (1).

Las boquillas de apagado pueden presentarse en dos tipos. El primero de ellos consta de unos orificios de espray igualmente espaciados en torno a la boquilla, con la premisa de asegurar un adecuado contacto del agua de apagado con la corriente de decoquizado. La Figura V.2.b muestra este detalle.

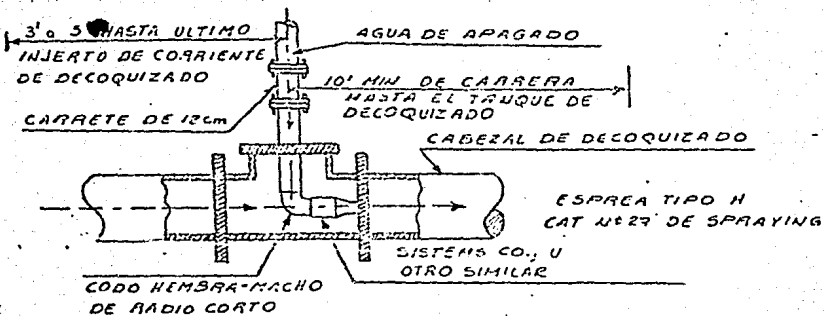


FIGURA 3. - DETALLE DE LAS BOQUILLAS DE APAGADO.

La otra alternativa en que se puede presentar la boquilla de apagado es en forma de esprea sujeta por un codo hembra-macho de radio corto (Figura V.3). Esta alternativa es preferida en la actualidad, debido a su gran accesibilidad, disponibilidad y alta eficiencia operativa.

V.11.- Criterios de Diseño para el Dimensionamiento de Líneas del Sistema de Decoquizado.

V.11.1.- Líneas de Vapor de Agua y Aire.

TIPO	RANGO DE PRESION(PSIG)	AP100(PSI)	VELOCIDAD ft/s	
Sobrecalentado (Ref. 8)	100	menor de 3.0	menor de 250	
Saturado (Ref. 8)	50	menor o igual a 1.0	menor de 250	
Saturado o Sobrecalentado (Ref. 7)	30 150	-	100	166
Aire (Ref. 7)	-	menor o igual a 1.0	66	100

Líneas de gas y vapor. (Ref. 9).

Diámetro de la línea in	Vapor saturado Baja presión (Veloc. ft/s)	Vapor sobrecalentado Media presión (Veloc. ft/s)	Gas o vapor sobrecalentado. Alta presión. (Veloc. ft/s)
2	45 - 100	40 - 80	30 60
3 - 4	50 - 110	45 - 90	35 70
6	60 - 120	50 - 120	45 90
8 - 10	65 - 125	80 - 160	65 125
12 - 14	70 - 130	100 - 190	80 145
16 - 18	75 - 135	110 - 210	90 150
20	80 - 140	120 - 220	100 170

Líneas de agua de enfriamiento. (Ref. 8).

Tipo de línea	100 (psi)	Velocidad (ft/s)
Cabezales principales	Menor de 1.0	Menor de 10
Remales	Menor de 0.7	Menor de 10

Líneas a dos fases: Líquido - gas o vapor (Ref. 8).

100 (psi): menor de 0.5 (Evitando patrones de flujo inde seables).

V.12.- Procedimiento de cálculo para el Sistema de Decoquizado.

El siguiente procedimiento puede ser utilizado para determinar:

- Requerimientos de vapor de protección y decoquizado.
- Requerimientos de aire para decoquizado.
- Requerimientos de agua de apagado y arrastre de lodos.

- Flujo de gases de combustión generado durante la etapa de quemado.
- Dimensionamiento del cabezal de lodos y líneas de agua de apagado comprendidos en el Sistema de Decoquizado.
- Dimensionamiento del tanque de decoquizado.

V.12.1.- Requerimientos de Vapor de Protección y Decoquizado.

Calidad del vapor: Media presión (sobrecalentado)
 Condiciones: Presión = 250 psig (17.6 kg/cm² man.)
 Temperatura = 518°F (270°C)
 Densidad = 0.4817 16 / ft³
 Viscosidad = 0.021 cp

V.12.1.a.- Flujo de vapor requerido para la etapa de "descascarado"

$$(*) \quad A_s = \pi D_s^2 / 4 \quad \text{--- (V.1)}$$

$$F_{V_s} = 3600 M_{V_s} A_s \quad \text{--- (V.2)}$$

V.12.1.b.- Flujo de vapor requerido para la etapa de "Quemado"

$$F_{V_B} = 3600 M_{V_B} A_s \quad \text{--- (V.3)}$$

V.12.2.- Requerimiento de Aire para Decoquizado.

V.12.2.a.- Flujo de aire requerido para etapa de quemado.

(*) Para el conocimiento de las unidades de c/u de las variables que aparecen en las ecuaciones establecidas, ver la sección de Sismología al final del capítulo.

$$F_{AB} = 3600 M_{VA} \text{ As} \text{ --- (V.4)}$$

6

$$F_{AB} = 0.1 F_{VB} \text{ --- (V.5)}$$

Debe considerarse el valor de F_{AB} que resulte mayor.

V.12.3.- Requerimientos de Agua de Apagado y Arrastre de Lo -
dos.

V.12.3.a.- Dimensionamiento del Cabezal de Decoquizado.

De la información obtenida en campo se recomienda que el procedimiento de decoquizado se debe aplicar a lo más a dos serpentines simultáneamente con el propósito de mejorar la eficiencia de la limpieza. En base a esto, el cabezal de decoquizado, debe ser capaz de transportar como mínimo el material desalojado de dos serpentines del calentador simultáneamente, además del flujo de agua de apagado que se alimenta al cabezal de decoquizado. Si denotamos a F_1 y F_2 como los flujos (lb/Hr) de material circulante en cualquier etapa del procedimiento de limpieza, a través de los serpentines uno y dos respectivamente.

F_1 y F_2 corresponden concretamente al flujo total de gases de combustión generados en la etapa de quemado en los dos serpentines (incluyendo vapor de agua consumido en la etapa), ó el flujo de vapor alimentado durante la etapa de descascarado. FA.E.C se refiere al flujo de agua de apagado destinada al cabezal de decoquizado.

En este sentido, es de esperar que el diámetro óptimo del cabezal deberá ser capaz de manejar sin mayores problemas el material desalojado en ambas etapas de limpieza, así como el agua de apagado consumida durante las mismas.

Para la etapa de descascarado el flujo material (Fc) que el cabezal deberá manejar, estará determinado por la siguiente ecuación:

$$F_c = F_{Vs} + F_{AEC} \text{ --- (V.6)}$$

Para la etapa de quemado se tendrá:

$$F_c = F_{TGC} + F_{AEC} \text{ --- (V.7)}$$

Condiciones de Diseño.

Dado que el Tanque de Decoquizado opera normalmente a presión atmosférica, es de esperar que el cabezal de decoquizado descargará el material a lo más a unas cuantas (# libras) de presión arriba de ésta. Por lo tanto, diseñar el cabezal a la presión atmosférica es bastante razonable.

La temperatura de diseño quedará definida por la temperatura más elevada a la que se pueden enfriar los gases de combustión, y que corresponde a la de ebullición del agua de apagado. Para una planta instalada en la ciudad de México sería de 200°F (93.3°C) aproximadamente.

Independientemente de la etapa de decoquizado esta línea será dimensionada en base a un flujo dos fases (líquido-vapor o líquido-gas), para lo cual se requerirá de la información citada en la tabla siguiente:

Fase líquida	Etapa de Quemado	Etapa de Descascarado
FA.E.C (lb/Hr)	FIGC (lb/Hr)	FVs (lb/Hr)
$\frac{1}{4} \text{H}_2\text{O} / 200^\circ\text{F}$ Patm.	$\frac{1}{4} \text{GC} / 200^\circ\text{F}$ Patm. (CP)	$\frac{1}{4} \text{Vs} / 200^\circ\text{F}$ Patm. (CP)
$\frac{1}{2} \text{H}_2\text{O} / 200^\circ\text{F}$ Patm. lb/ft ³	$\frac{1}{2} \text{GC} / 200^\circ\text{F}$ Patm. lb/ft ³	$\frac{1}{2} \text{Vs} / 200^\circ\text{F}$ Patm.

Tabla V.3: Información del fluido requerida para el dimensionamiento del cabezal de decoquizado (Decoquizado de dos serpentes simultáneamente).

El diámetro seleccionado deberá cumplir con el criterio de dimensionamiento de líneas a dos fases anteriormente establecido.

V.12.3.b.- Flujo total de agua de apagado y arrastre de lodos (por serpiente).

El flujo total de agua de apagado se divide en dos partes iguales. Una de ellas se envía al cabezal de distribución hacia las boquillas de apagado del cabezal de decoquizado, mientras que la otra se destina al tanque de decoquizado, por lo que el cabezal distribuidor y la línea de agua de apagado al tanque tendrán el mismo diámetro.

De el cabezal distribuidor de agua de apagado se deriva un número de líneas igual al de boquillas de apagado que se requieran. Estas líneas manejarán un flujo equivalente al flujo total del cabezal dividido entre el número de boquillas existentes en el cabezal de decoquizado.

Las líneas de agua de apagado se dimensionan siguiendo los criterios establecidos para dimensionamiento de líneas de agua de enfriamiento.

Para el dimensionamiento de las líneas de agua de apagado se consideran los siguientes flujos:

Cabezal principal de agua de apagado, para un serpentín

$$F_{A E} = 3600 M_{VA E} A_s \text{ --- (V.8)}$$

Cabezal distribuidor de agua a las boquillas de apagado del cabezal de decoquizado y línea de agua de apagado al tanque de decoquizado, para un serpentín:

$$F_{A E C} = F_{A E E} = 0.5 F_{A E} \text{ --- (V.9)}$$

-Disparo a boquilla de apagado.

$$F_{A E D} = \frac{F_{A E C}}{n} \text{ --- (V.10)}$$

V.12.3.c.- Determinación del tipo de esprea en el cabezal de decoquizado.

Una vez que se conoce el diámetro de las líneas que llegan a las boquillas de apagado se puede seleccionar el tipo de esprea que se requiere conocer:

- La presión de operación de la línea de agua de apagado, (Psig).
- Flujo volumétrico por cada disparo (GPM)
- Flujo volumétrico que manejan las líneas de agua a cada boquilla.

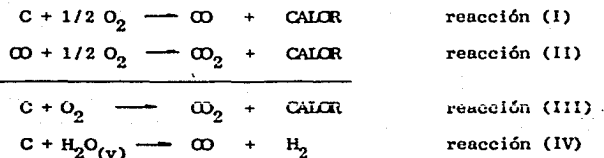
- Diámetro del disparo (in).

Con la información anterior, en un catálogo de fabricante de espreas (como el No. 27 de Sprayin Systems Co., u otro similar), se selecciona el tipo adecuado de esprea.

Concretamente, en el catálogo de Sprayin Systems Co., se recomienda para el servicio de apagado las espreas del tipo Fuel Cone, pág. 14 y 15.

V.12.4.- Estimado del Flujo de Gases de Combustión Generado durante la Etapa de Quemado.

Las reacciones de combustión del coque durante la etapa de quemado son:



Definiendo la composición del aire se tiene:

Componente	% Mol = % Vol.	FM	% Mol x FM	% Peso
Oxígeno (O ₂)	21	21	6.72	23.3
Nitrógeno(N ₂)	79	28	22.12	76.7

$$\text{Así: } F_{O_2} = F_{AB} * 0.233 \text{ --- (V.11)}$$

$$F_{N_2} = F_{AB} * 0.767 \text{ --- (V.12)}$$

Como resultado de la reacción de oxidación (III), su
poniendo oxidación completa se tiene:

$$F_{\text{CO}_2} \text{ (III)} = F_{\text{AB}} \times 0.233 \frac{\text{lb O}_2}{\text{lb aire}} \times \frac{1 \text{ lbmol CO}_2}{1 \text{ lbmol O}_2} \times \frac{44 \text{ lb CO}_2}{1 \text{ lbmol CO}_2} \times \frac{1 \text{ lbmol O}_2}{32 \text{ lb O}_2}$$

$$F_{\text{CO}_2} \text{ (III)} = 0.3204 F_{\text{AB}} \text{ ----- (V.13)}$$

Con el propósito de disponer de una línea capaz de -
manejar la mayor cantidad de gases de combustión, se considera el flujo
de gas resultante de la reacción (I), por lo tanto, la ec. (V.13) es su
tituida por la siguiente relación:

$$F_{\text{CO(I)}} = F_{\text{AB}} \times 0.233 \frac{\text{lb O}_2}{\text{lb aire}} \times \frac{1 \text{ lbmol CO}}{0.5 \text{ lbmol O}_2} \times \frac{28 \text{ lb CO}}{1 \text{ lbmol CO}} \times \frac{1 \text{ lbmol O}_2}{32 \text{ lb O}_2}$$

$$F_{\text{CO(I)}} = 0.4077 F_{\text{AB}} \text{ ----- (V.14)}$$

De la reacción IV, tenemos:

$$F_{\text{CO(IV)}} = F_{\text{VB}} \times \frac{1 \text{ lbmol CO}}{1 \text{ lbmol H}_2\text{O}} \times \frac{28 \text{ lb CO}}{1 \text{ lbmol CO}} \times \frac{1 \text{ lbmol H}_2\text{O}}{18 \text{ lb H}_2\text{O}}$$

$$F_{\text{CO(IV)}} = 1.56 F_{\text{VB}} \text{ ----- (V.15)}$$

$$F_{\text{TCO}} = F_{\text{CO(I)}} + F_{\text{CO(IV)}} = 0.4077 F_{\text{AB}} + 1.56 F_{\text{VB}}$$

Para el Hidrógeno:

$$F_{H_2(IV)} = F_{VB} \times \frac{1 \text{ lbmol } H_2}{1 \text{ lbmol } H_2O} \times \frac{2 \text{ lb } H_2}{1 \text{ lbmol } H_2} \times \frac{1 \text{ lbmol } H_2O}{18 \text{ lb } H_2O}$$

$$F_{H_2(IV)} = 0.111 F_{VB} \text{ --- (V.16)}$$

El flujo total de gases de combustión generados en la etapa de quemado está dado por:

$$\begin{aligned} F_{TGC} &= F_{N_2} + F_{TCO} + F_{H_2(IV)} \\ &= 0.767 F_{AB} + 0.4077 F_{AB} + 1.56 F_{VB} + 0.111 F_{VB} \end{aligned}$$

$$F_{TGC} = 1.1747 F_{AB} + 1.671 F_{VB} \text{ --- (V.17)}$$

V.12.5.- Estimado del Flujo de Agua Requerida para el Apagado de los Gases de Combustión.

Balance de calor:

$$Q_{GC} = Q_{AE_A}$$

Así

$$F_{TGC} \bar{C}_{PGC} \Delta T_{GC} = F_{AE_A} \bar{C}_{PAE_A} \Delta T_{AE_A}$$

$$\dots F_{AE_A} = \frac{F_{TGC} \bar{C}_{PGC} \Delta T_{GC}}{\bar{C}_{PAE_A} \Delta T_{AE_A}} = \frac{Q_{GC}}{\bar{C}_{PAE_A} \Delta T_{AE_A}} \text{ --- (V.18)}$$

V.12.5.a.- Diferencia de Temperaturas de los Gases de Combustión.

Para evaluar la diferencia de temperaturas de los gases de combustión, se requiere conocer el valor de la temperatura de combustión del coque y la máxima temperatura a la cual se pueden enfriar dichos gases. Se considera que la temperatura máxima a la cual se produce la combustión del coque es de 1100°F (5) y la temperatura máxima a la que se pueden enfriar los gases es la de ebullición del agua de enfriamiento. Para una planta instalada en la Ciudad de México sería de 200°F (93.3°C).

$$\Delta T_{GC} = (1100^\circ - 200) F^\circ = 900^\circ F.$$

V.12.5.b.- Estimado del Calor Específico Promedio de los Gases de Combustión (\bar{C}_{PGC}).

El calor específico de los gases de combustión a una temperatura dada T está dada por:

$$C_{PGC} = X_{CO} C_{pCO(T)} + X_{H_2} C_{pH_2(T)} + X_{N_2} C_{pN_2(T)} \quad \text{--- (V.19)}$$

en donde:

$$X_{CO} = \frac{F_T CO}{28 n_{TG}}$$

$$X_{H_2} = \frac{F_{H_2(IV)}}{2 n_{TG}}$$

$$X_{N_2} = \frac{F_{N_2}}{28 n_{TG}}$$

$$\begin{aligned}
 n_{TG} &= n_{T\text{CO}} + n_{H_2} + n_{N_2} \\
 &= \frac{F_T \text{CO}}{28} + \frac{FH_2(IV)}{2} + \frac{FN_2}{28} \quad \text{----- (V.20)}
 \end{aligned}$$

El valor del calor específico promedio de los gases de combustión a la temperatura media entre la temperatura a la salida del serpentín del horno y la temperatura en el tanque de decoquizado está dado por:

$$\bar{c}_{pGC} = \frac{C_{pGC} T_1 + C_{pGC} T_2}{2} \quad \text{----- (V.21)}$$

V.12.5.c.- Diferencia de Temperaturas del Agua de Apagado.

Para el agua de apagado la diferencia de temperaturas es la diferencia entre la temperatura de suministro de la misma y la máxima temperatura a la cual se va a calentar.

La máxima temperatura a la que se puede calentar el agua es hasta su temperatura de ebullición, en la ciudad de México tiene un valor de 93.3°C. (200°F). En la mayoría de las plantas de proceso de PEMEX la temperatura de suministro del agua de enfriamiento es de 32°C (89.6°F). Si consideramos estos valores tenemos:

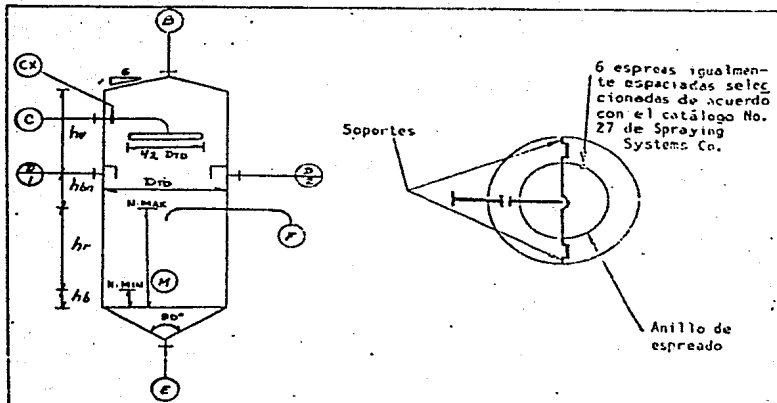
$$\Delta T_{A.E_A} = (200^\circ\text{F} - 89.6^\circ\text{F}) = 110.4^\circ\text{F} \quad (\text{V.22})$$

V.12.6.- Tanque de Decoquizado

El tanque de decoquizado puede ser cualquier recipiente que esté de acuerdo con el código API u otro código de recipientes. Tiene como función principal recolectar y separar las cargas de fluido provenientes del horno u hornos durante el proceso de decoquizado.

De acuerdo con las características de la carga que llega al tanque de decoquizado, su dimensionamiento se realiza considerándolo como un separador vertical líquido-vapor, ya que éste tipo de separadores se utilizan principalmente para separar un líquido de un vapor cuando el volumen del líquido es pequeño comparado con el del vapor. Ver figura V. 4.

Es conveniente proveer al tanque de decoquizado con dos bo quillas de captación del material removido, las cuales deberán ser localizadas en puntos opuestos del tanque para que tenga la flexibi lidad de prestar servicio a dos CAFA diferentes. La figura V. 4 muestra la forma que presenta el tanque de decoquizado así como sus partes integrales.



LISTA DE BOQUILLAS

CLAVE	DESCRIPCION
B	Venteo a la atmósfera
C	Alimentación de agua de apagado al anillo de esprayado
D	Alimentación de lodos y vapores
E	drene
F	boquilla de sobreflujo
M	registro de hombre
CX	boquilla interior para boquilla C

Figura V.4 .- Tanque de Decoquizado y partes integrales

V.12.6.a.- Determinación del Diámetro del Tanque (Ref. 6)

El diámetro del tanque queda definido por la siguiente ecuación:

$$D_{TD} = \sqrt{\frac{4 Q_v}{60 \pi V_{GC}}} = \sqrt{\frac{Q_v}{15 \pi V_{GC}}} \quad (V.23)$$

Para sistemas vapor - líquido que se encuentran comunmente en aplicaciones de proceso, la ecuación de Souders - Brown se emplea para calcular la velocidad de vapor permitida; V_{GC}

$$V_{GC} = K \sqrt{\frac{\rho_{AE} T_2 - \rho_{GCT2}}{\rho_{GCT2}}} \quad (V.24)$$

Donde K es el coeficiente de velocidad . 0.11 para tanques que proporcionan esta clase de servicio.

Así mismo:

$$(*) \quad Q_v = \frac{2 \times 1.5 F_{TG} C}{60 \rho_{GCT2}} = \frac{1.5 F_{TGC}}{30 \rho_{GCT2}} \quad (V.25)$$

$$Q_L = \frac{1.1 F_{AE}}{60 \rho_{AET2}} \quad (V.26)$$

$$\rho_{GCT2} = \frac{PM_{GC}}{R} \frac{P_{TD}}{T_2} ; \rho_{GCT1} = \frac{PM_{GC}}{R} \frac{P_{TD}}{T_1} \quad (V.27)$$

$$PM_{GC} = X_{CO} PM_{CO} + X_{H_2} PM_{H_2} + X_{N_2} PM_{N_2} \quad (V.28)$$

(*) Se considera el decoquizado de dos serpentines del Calentador simultáneamente.

Una buena aproximación para determinar el diámetro del tanque que se basa en el conocimiento del diámetro nominal del cabezal de -decoquizado. Si se conoce el diámetro del cabezal en pulgadas, tal valor numérico corresponderá al diámetro del recipiente, solo que expresado en pies.

V.12.16.b.- Determinación de la altura del Tanque. (Ref. 6)

La altura del tanque estará determinada por la siguiente ecuación:

$$H_{TD} = h_v + h_{bn} + h_r + h_b \quad (V.29)$$

- Altura espacio vapor (h_v:ft)

Queda definida por la siguiente relación:

$$h_v = 0.2 D_{TD} + 3.0 + \phi/2 \quad (V.30)$$

(4 ft como mínimo)

- Distancia entre el centro de la boquilla de alimentación al tanque y el nivel máximo del líquido (h_{bn}:ft)

$$h_{bn} = 0.2 D_{TD} + 0.5 + \phi/2 \quad (V.31)$$

- Distancia entre el nivel máximo y mínimo (h_r:ft)

$$h_r = \frac{Q \cdot \rho \cdot r}{A}$$

h_r debe tener como altura mínima 2ft para proveer un adecuado tiempo de residencia.

- Distancia entre el fondo del tanque y el nivel mínimo (h_b)

Normalmente se manejan valores de 0.5 a 2 ft. de acuerdo a la capacidad del recipiente.

V.12.6.c.- Determinación de los diámetros de boquillas del tanque.

- Boquilla de alimentación.

El diámetro de la boquilla de alimentación al tanque de decoquizado es comunmente el mismo que el del cabezal de decoquizado, a pesar de que en la literatura se recomienda que la boquilla de alimentación al recipiente sea tangencial (para evitar el choque directo del material de llegada con las paredes del equipo) y con un diámetro de cuando menos cuatro veces el diámetro de tal cabezal. (Ref. 1).

- Boquilla de sobreflujo.

Por esta boquilla se desaloja todo el fluido circulado al tanque tendiente a rebasar el nivel máximo fijado en el equipo. Esta boquilla se diseña para despedir mínimamente todo el material líquido que llega al equipo, por tanto, es de esperarse que su diámetro sea como mínimo el del cabezal de decoquizado y cuya colocación deberá hacerse tal como lo muestra la figura V.4 .

- Boquilla de salida de gases y vapores (STACK).

Esta conexión se dimensiona en base al flujo de gases y vapores producidos en la etapa de quemado (F_T GC). La experiencia indica que el diámetro de esta boquilla es aproximadamente -- igual a la boquilla de alimentación, sin embargo, para la decisión final se deberá verificar que la velocidad de flujo y caída de presión para el diámetro seleccionado cumplan con los criterios de diseño correspondientes.

Esta boquilla debe soportarse cerca de su extremo inferior por medio de 3 barras planas de 1/2", las que además actúan co

mo soportes del anillo interior de esreado. Ref. (1).

- Boquilla de Drenaje y Registro de Hombre

La boquilla de drenado se instala en el punto más bajo del tanque de decoquizado, teniendo como diámetro mínimo 2".

El registro de hombre para tanques cuya capacidad alcance incluso los 15,000 l será de 18". Para mayores capacidades se recomienda un diámetro de 24" o mayores.

- Malla externa

A la salida de la boquilla de sobreflujo se coloca una malla externa similar a la mostrada en la figura V . 5 , utilizada para evitar el arrastre de partículas de coque hacia el sistema de drenaje. Dicha malla será capaz de retener partículas hasta de 1/4" de diámetro.

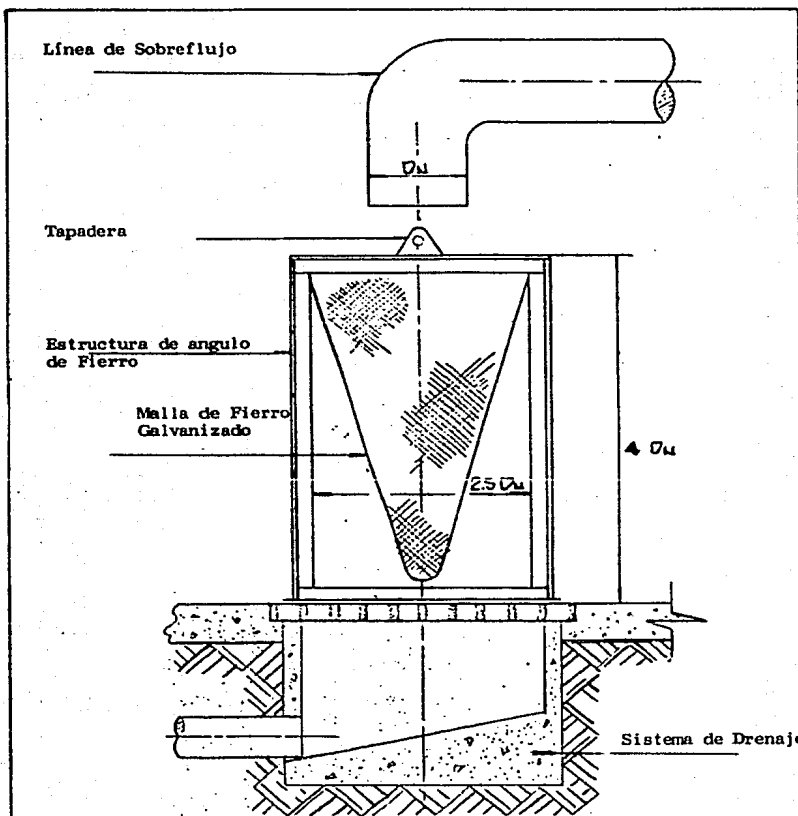


Figura V.5.- Malla externa del tanque de Decoquizado.

- Sistema de agua de apagado al tanque de decoquizado

El sistema incluye los siguientes componentes:

Boquilla de agua de apagado (interna y externa)

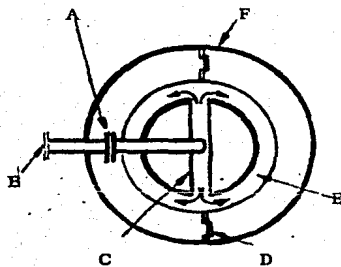
Anillo de esreado

Boquillas de esreado

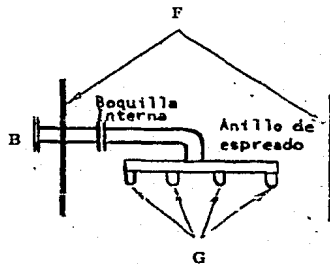
El diámetro de la boquilla de alimentación de agua al sistema de esreado es el mismo que el de la línea de agua de -- apagado que llega al tanque.

Esta boquilla se conecta a un "anillo de esreado" interno, el cual no es otra cosa que un tubo rolado sobre un radio - equivalente a la cuarta parte del diámetro interno del recipiente. Consta de un conjunto de orificios igualmente espaciados y distribuidos en torno al anillo, o bien, de un grupo de esreas capaces de manejar el flujo de agua alimentado.

En la figura V.6 se muestra un anillo con boquillas de esreado. Este sistema es el utilizado con mayor frecuencia ya - que no es muy costoso y proporciona buenos resultados.



Vista de Planta



Vista Lateral

- A.- Boquilla Interna.
- B.- Boquilla de agua de apagado.
- C.- Conducto distribuidor de flujo al anillo de esprayado.
- D.- Soportes.
- E.- Anillo de esprayado.
- F.- Pared del tanque de decoquizado.
- G.- Boquillas de esprayado.

Figura V. 6 .- Sistema de agua de apagado al Recipiente de Decoquizado

Las tablas VII.a y VII.b del Apéndice A , proporcionan algunas dimensiones y características de los tipos de espesas más utilizadas para los servicios de apagado .

S I M B O L O G I A

A	= Área de la sección transversal del tanque de decoquizado, ft^2 .
A_s	= Área de la sección transversal del serpentín del CAFD, ft^2 .
C_{pCO_2, H_2T, N_2T}	= Calor específico del CO_2 , H_2 y N_2 a una temperatura dada T , BTU/lb °F.
C_{pAE_A}	= Calor específico promedio del agua de apagado, BTU/lb °F.
C_{pCC}	= Calor específico promedio de los gases de combustión, BTU/lb °F.
C_{pCCT}	= Calor específico de los gases de combustión a una temperatura T , BTU/lb °F.
D_{CAE}	= Diámetro del cabezal conductor de lodos y vapores hacia el tanque de decoquizado, ft.
D_N	= Diámetro de la boquilla de sobre flujo.
D_S	= Diámetro interno del serpentín del CAFD, ft.
D_{TD}	= Diámetro del tanque de decoquizado, ft.
F_{AB}	= Flujo de aire para quemado, lb/h.
F_{AE}	= Flujo total de agua de apagado y arrastre de lodos, lb/h.
F_{AEC}	= Flujo de agua de apagado destinada al cabezal de decoquizado lb/h.
F_{AEE}	= Flujo de agua de apagado destinada al sistema de esparcido del tanque de decoquizado, lb/h.
F_{AED}	= Flujo de agua de apagado destinada a c/u de las boquillas de apagado en el cabezal de decoquizado.
$F_{CO(1)}$	= Flujo de CO generado durante la etapa de quemado, de acuerdo con la reacción I, lb/h.
$F_{CO(IV)}$	= Flujo de CO generado de acuerdo con la reacción IV, durante la etapa de quemado, lb/h.
$F_{CO_2(III)}$	= Flujo de CO_2 generado durante la etapa de quemado, de acuerdo con la reacción III, lb/h.

...

$F_{H_2(IV)}$	=	Flujo de H_2 generado durante la etapa de quemado, de acuerdo con la reacción IV, lb/h.
F_{N_2}	=	Flujo de nitrógeno alimentado durante la etapa de quemado, - lb/h.
F_{O_2}	=	Flujo de oxígeno alimentado durante la etapa de quemado, - lb/h.
F_{CO}	=	Flujo total de CO generados durante la etapa de quemado, lb/h.
F_{TOC}	=	Flujo total de gases de combustión generados durante la etapa de quemado, lb/h.
F_{VB}	=	Flujo de vapor requerido para la etapa de quemado, lb/h.
F_{Vs}	=	Flujo de vapor requerido durante la etapa de descascarado, - lb/h.
n	=	Número de disparos dirigidos hacia el cabezal de decoquizado, lb/h.
M_{VA}	=	Masa velocidad del aire recomendada durante la etapa de quemado, $\frac{lb}{ft^2 \text{ seg}}$
M_{VAE}	=	Masa velocidad del agua de apagado recomendada para la operación de decoquizado, $lb/ft^2 \text{ seg}$.
M_{VB}	=	Masa velocidad del vapor recomendada para la etapa de quemado, $lb/ft^2 \text{ seg}$.
M_{Vs}	=	Masa velocidad del vapor recomendada para la etapa de descascarado, $lb/ft^2 \text{ seg}$.
n_{CO, H_2, N_2}	=	Número de moles de CO, H_2 y N_2 respectivamente, en los gases de combustión.
n_{TG}	=	Número de moles totales de los gases de combustión (CO, H_2 y N_2)
Q_{AEA}	=	Flujo de calor absorbido por el agua de apagado, BTU/h.
Q_{GC}	=	Flujo de calor cedido por los gases de combustión a el agua de apagado, BTU/h.
Q_L	=	Flujo volumétrico del líquido que entra al tanque de decoquizado, ft^3 .

- Q_V = Flujo volumétrico de gases de combustión generados en la etapa de quemado, ft^3/min .
- V_{GC} = Velocidad permisible de los gases de combustión en el tanque de decoquizado, ft/seg .
- $\% \text{ CO, H}_2, \text{N}_2$ = Fracción molar del CO , H_2 y N_2 respectivamente, en los gases de combustión.
- ΔT_{AE_A} = Diferencia de temperaturas del agua de apagado, $^\circ\text{F}$.
- ΔT_{GC} = Diferencia de temperaturas de los gases de combustión, $^\circ\text{F}$.
- ρ = Densidad, H_2O del agua de apagado, GC de los gases de combustión, VS del vapor en la etapa de descascarado, $A E T$ del agua de apagado a una temperatura T dada, GCT de los gases de combustión a una temperatura T dada, (lb/ft^3) .
- μ = Viscosidad, H_2O del agua de apagado, GC de los gases de combustión, VS del vapor en la etapa de descascarado, (cp) .
- PM_{GC} = Peso molecular de los gases de combustión que entran al tanque de decoquizado, CO , H_2 y N_2 básicamente, (lb/lbmol) .
- P_{TD} = Presión de operación del tanque de decoquizado, (psia) .
- R = Constante universal de los gases $(10.72 \text{ ft}^3 \times \text{psia}/^\circ\text{R lbmol})$.
- T = Temperatura de los gases de combustión, 1 a la entrada y 2 a la salida del tanque de decoquizado, $(^\circ\text{R})$.
- ϕ = Diámetro de la boquilla de alimentación al tanque de decoquizado, (ft) .
- θ_r = Tiempo de residencia del líquido en el tanque de decoquizado (entre el nivel máximo y mínimo), (min) .

REFERENCIAS

1. Decoke furnace tubes faster
A.T. Taube
Hydrocarbon Processing, april 1974, p. 151-156.
2. New system stream Lines furnace tubes cleaning
B.S. Strobel
Hydrocarbon Processing, january 1978, p.120.
3. Decoquizado de los tubos del horno con vapor y aire
Libro de Proyecto, Volumen II, contrato 1053
Unidad Reductora de Viscosidad.
4. New Developments in Sandjet cleaning for furnaces tubes
William A. Woodburn
Nicholas Basta
Unión Carbide Industrial Service Company
Houston, Texas.
5. Instructions for the care and operation of foster wheeler
Foster Wheeler Corporation (Fabricante)
Vacuum Heaters VA-BA-1, and V-BA-2.
Unidad de Destilación al Vacío, Salina Cruz, Oaxaca.
Agosto 18, 1982.
6. Diseño de separadores verticales vapor líquido.
Instructivos Internos de Trabajo.
Subdirección de Ingeniería de Proyecto.
Instituto Mexicano del Petróleo.
7. Suggested Fluid velocities in Pipe and Tubing.
Applied process design for chemical and petrochemical plants. tabla
2-1, p. 52.
Ernest E. Ludwig.
Vol. 1, 1th ed.
Gulf publishing Co.
8. Criterios de dimensionamiento de líneas.
Departamento de Ingeniería de Sistemas.
Subdirección de Ingeniería de Proyectos de Plantas Industriales.
Instituto Mexicano del Petróleo, 1985.

9. **Crerios para dimensionamiento de líneas.**
Chemical Eng. dec. 23, 1974.
10. **National Petroleum Refiners Association.**
Questions and answers sessions on refining and petrochemical Technology.
1982.
11. **Especificación No. H-202.**
Tubería de Proceso y Servicios Auxiliares, clasificación de materiales
por servicio. Especificación General.
Hoja de especificaciones IMP.

APENDICE GENERAL 'A'

Tabla I.- Den.Relativa y propiedades relacionadas con los productos líquidos de Petróleo.

Temperatura	Sp.Gr. 60°F/60°F USC/USC	K _{sp}	K _{vis}	(Grav.) K _{sp} /gal	(Grav.) K _{vis} /L	%	K _{vis}	M _{vis} K _{sp} /gal	K _{vis} /L	Col. Exp. a 90°F	Cal. Exp. a 800°F	Temp. 100°F	K _{sp} /gal	K _{vis}
0	1.076	8.969	1075	180.426	10.681	8.359	153.664	10.211	6.381	0.504	—	0.045	1351	—
2	1.060	8.874	1059	179.018	10.569	8.601	152.183	10.133	0.394	0.508	—	—	—	—
4	1.044	8.704	1043	157.692	10.459	8.836	150.752	10.037	0.397	0.512	—	—	—	18.0
6	1.029	8.577	1028	156.364	10.412	9.064	149.366	9.945	0.400	0.516	0.048	0.048	1529	17.6
8	1.014	8.454	1013	155.115	10.328	9.285	148.020	9.856	0.403	0.519	0.050	0.050	1513	17.1
10†	1.000†	8.335	1000†	153.881	10.246	10.00	146.351	9.744	0.406	0.523	0.051	0.051	1509	16.7
12	0.986	8.219	985.0	152.681	10.166	10.21	145.100	9.661	0.409	0.527	0.052	0.052	1491	16.4
14	0.973	8.106	971.5	151.515	10.088	10.41	143.808	9.580	0.412	0.530	0.054	0.054	1478	16.1
16	0.959	7.956	958.1	150.380	10.013	10.61	142.712	9.502	0.415	0.534	0.058	0.058	1463	15.8
18	0.946	7.889	945.5	149.275	9.939	10.80	141.572	9.426	0.417	0.538	0.058	0.058	1440	15.5
20	0.934	7.785	932.0	148.200	9.867	10.99	140.466	9.353	0.420	0.541	0.060	0.060	1423	15.2
22	0.922	7.683	920.9	147.151	9.788	11.37	139.251	9.272	0.423	0.545	0.061	0.061	1423	14.9
24	0.910	7.585	909.0	146.132	9.70	11.55	138.210	9.202	0.426	0.548	0.063	0.063	1409	14.7
26	0.898	7.488	897.5	145.138	9.614	11.72	137.198	9.135	0.428	0.552	0.065	0.065	1395	14.5
28	0.887	7.394	886.2	144.168	9.559	11.89	136.214	9.069	0.431	0.555	0.067	0.067	1381	14.3
30	0.876	7.303	875.2	143.223	9.536	12.06	135.258	9.006	0.434	0.559	0.069	0.069	1368	14.0
32	0.865	7.213	864.5	142.300	9.475	12.47	134.163	8.933	0.436	0.562	0.072	0.072	1360	13.8
34	0.855	7.126	854.1	141.400	9.415	12.63	133.259	8.873	0.439	0.566	0.074	0.074	1347	13.6
36	0.845	7.041	843.9	140.521	9.356	12.78	132.330	8.814	0.442	0.569	0.076	0.076	1334	13.4
38	0.835	6.958	833.9	139.664	9.299	12.93	131.524	8.757	0.444	0.572	0.079	0.079	1321	13.3
40	0.825	6.877	823.2	138.826	9.243	13.07	130.689	8.702	0.447	0.576	0.082	0.082	1309	13.1
42	0.816	6.798	812.7	138.007	9.189	—	—	—	0.450	0.579	0.085	—	—	13.0
44	0.806	6.720	802.4	137.207	9.138	—	—	—	0.452	0.582	0.088	—	—	12.8

* Para Den.Relativas medidas a 60°F solamente + idéntica a la del agua

Tabla I.a.- Coeficientes de Expansión Térmica de Aceites Combustibles

Temperatura 15.6°C	Sp.Gr. 60°F/60°F 15.6/15.6°F	Volumen Específico gal/lb	Volumen Específico L/Kg	Coeficientes	
				Per.°F	Per.°C
Below 14.0	Above 0.9165	Below 0.124	Below 1.016	0.00035	0.00069
15.0 - 34.0	0.6794 - 0.9159	0.1211 - 0.1712	1.176 - 1.435	0.00240	0.00272
35.0 - 50.0	0.7520 - 0.9304	0.1517 - 0.1411	1.241 - 1.178	0.00225	0.00290
51.0 - 63.0	0.7242 - 0.7583	0.1697 - 0.1547	1.281 - 1.291	0.00210	0.00193
64.0 - 73.0	0.6722 - 0.7238	0.1764 - 0.1558	1.407 - 1.394	0.00220	0.00126
74.0 - 86.0	0.6208 - 0.6222	0.1809 - 0.1755	1.459 - 1.365	0.00203	0.00124
87.0 - 83.0	0.6278 - 0.6147	0.1511 - 0.1379	1.505 - 1.381	0.00245	0.00152
94.0 - 100.0	0.6112 - 0.6229	0.1963 - 0.1912	1.634 - 1.595	0.00210	0.00152

Tabla 11.- Fórmulas para conversión de unidades de viscosidad.

y Absoluta (Unidades de Viscosidad)	Relaciones	Visc. Abs. en CP = Visc. Cinem. en cs x Sp. Gr. Visc. Abs. mm/seg ft = Visc. Cinem. en ft ² /seg x Densidad #m/ft ³ . Visc. Abs. #f seg/ft ² /seg x Densidad #m/ft ³ : 32.17.									
	y Cinemática (Unidades de Viscosidad)	1# f seg/pt ² = 32.17 # m/seg ft. 1 poise = 100 cp = 14.88 dina seg/cm ² . 1# m/seg ft = 1488 cp = 1.488 Pa. seg. 1# m/hr ft = 0.413 cp = 1.488 kgm/hr. m. 1# m/seg in = 17850 cp = 178.5 poise. 1# seg/ft ² = 17850 cp = 0.4883 kg f. seg/m ² . 1#f hr/ft ² = 172260000 cp = 0.4883 kg f. hr/m ² . 1#f seg/in ² = 6890000 cp = 1 Reyn.									
	Definiciones	Visc. Abs: Viscosidad Absoluta. ; Visc. Cinem: Viscosidad Cinemática. Cp: Centipoises (Visc. Abs); cs: Centiestokes (Visc. Cinem.) Sp. Gr. (Densidad Relativa.) es relativa al agua = (Densidad #m/ft ³): 62.4. lb es libras masa; #f es libras fuerza. Kgm = Kilogramos masa; Kgf = kilogramos fuerza. SSU = Viscosidad Cinemática en segundos Saybolt Universal. SSF = Viscosidad Cinemática en Segundos Saybolt Furol. SRI = Viscosidad Cinemática en Segundos Redwood No. 1 (Str.). *E = Viscosidad Cinemática en Grados Engler. 1°E = 51.28 Seg. Engler.									
A 60°F y 14.7 psia		<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th style="text-align: center;">Agua*</th> <th style="text-align: center;">Aire</th> <th style="text-align: center;">Gas Natural</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td> $\gamma = 1.124 \text{ CP}$ $= 2.72 \text{ #m/hr. ft}$ $= 2.349 \times 10^{-5} \text{ #f. s/ft}^2$ </td> <td> 0.018 CP 0.0436 #m/hr ft $3.703 \times 10^{-4} \text{ #f. s/ft}^2$ </td> <td> 0.011 CP 0.026 #m/hr. ft $2.3 \times 10^{-4} \text{ #f. s/ft}^2$ </td> </tr> <tr> <td> $\nu = 1.130 \text{ cs } \frac{1}{3} \text{ 3SSU} =$ $0.0438 \text{ ft}^2/\text{hr}$ </td> <td> 14.69 cs $1.47 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ $0.57 \text{ ft}^2/\text{hr}$ </td> <td> 14.92 cs $1.49 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ </td> </tr> </tbody> </table>	Agua*	Aire	Gas Natural	$\gamma = 1.124 \text{ CP}$ $= 2.72 \text{ #m/hr. ft}$ $= 2.349 \times 10^{-5} \text{ #f. s/ft}^2$	0.018 CP 0.0436 #m/hr ft $3.703 \times 10^{-4} \text{ #f. s/ft}^2$	0.011 CP 0.026 #m/hr. ft $2.3 \times 10^{-4} \text{ #f. s/ft}^2$	$\nu = 1.130 \text{ cs } \frac{1}{3} \text{ 3SSU} =$ $0.0438 \text{ ft}^2/\text{hr}$	14.69 cs $1.47 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ $0.57 \text{ ft}^2/\text{hr}$	14.92 cs $1.49 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$
Agua*	Aire	Gas Natural									
$\gamma = 1.124 \text{ CP}$ $= 2.72 \text{ #m/hr. ft}$ $= 2.349 \times 10^{-5} \text{ #f. s/ft}^2$	0.018 CP 0.0436 #m/hr ft $3.703 \times 10^{-4} \text{ #f. s/ft}^2$	0.011 CP 0.026 #m/hr. ft $2.3 \times 10^{-4} \text{ #f. s/ft}^2$									
$\nu = 1.130 \text{ cs } \frac{1}{3} \text{ 3SSU} =$ $0.0438 \text{ ft}^2/\text{hr}$	14.69 cs $1.47 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ $0.57 \text{ ft}^2/\text{hr}$	14.92 cs $1.49 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$									

* Viscosidad aproximada del agua a 70°F = 1 cp = 1 cs.

Tabla III.- Dimensiones comerciales de tanques de almacenamiento de combustible.

CAPACIDAD NOMINAL		P. DISEÑO DE TANK. P. VACUON.	CAPACIDAD DE TRABAJO (APROX.)	DIAMETRO NOMINAL EXTERNO (A)		ELEVACION NOMINAL (B)		ELEVACION DE LA LÍNEA A LA LÍNEA DE DERRAME (C)		ELEVACION A (D)	LOCALIZAC. DE CONEX. DE LLENADO (E)	TAMANO DE LAS CONEXIONES
BBL	FT ³			FT IN	FT IN	FT IN	FT IN	FT IN	IN			
500	2807	8 1/2	2689	15 - 6	16 - 0	15 - 6	13 - 7	14	4			
750	4211	8 1/2	4188	16 - 6	24 - 0	23 - 6	21 - 7	14	5			
H 500	M 2807	5 1/2	2285	21 - 6	8 - 0	7 - 6	5 - 7	14	4			
A 1000	A 5614	6 1/2	5182	21 - 6	16 - 0	15 - 6	13 - 7	14	4			
1500	8421	6 1/2	8073	21 - 6	24 - 0	23 - 6	21 - 7	14	4			
M 1000	M 5614	4 1/2	4402	29 - 9	8 - 0	7 - 6	5 - 7	14	4			
2000	11228	4 1/2	9959	29 - 9	16 - 0	15 - 6	13 - 7	14	4			
3000	16843	4 1/2	15518	29 - 9	24 - 0	23 - 6	21 - 7	14	4			
5000	28071	3 1/2	27599	38 - 8	24 - 0	23 - 6	21 - 7	14	4			
10000	56142	3 1/2	55794	55 - 0	24 - 0	23 - 6	21 - 7	14	4			
TOLERANCIA:						± 1/8 in	± 1/8 in	± 1/8 in				

- Estas dimensiones fueron tomadas de las siguientes especificaciones:

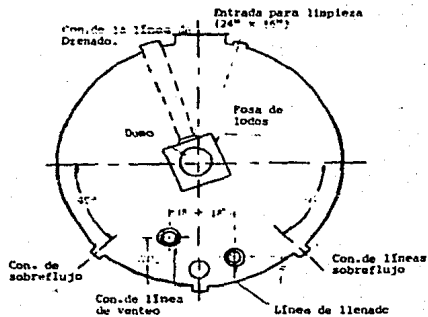
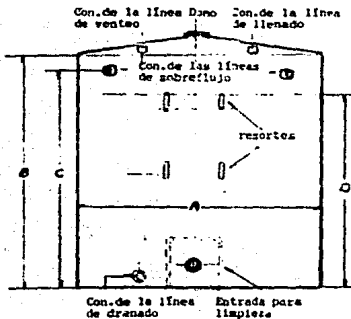
Field welded tanks for storage of production liquids, API Spec. 12D

Specification for shop welded tanks for storage of productions

Liquids, API 12F

Welded steel tanks for oil storage, API 650

Criterios de diseño correspondientes.



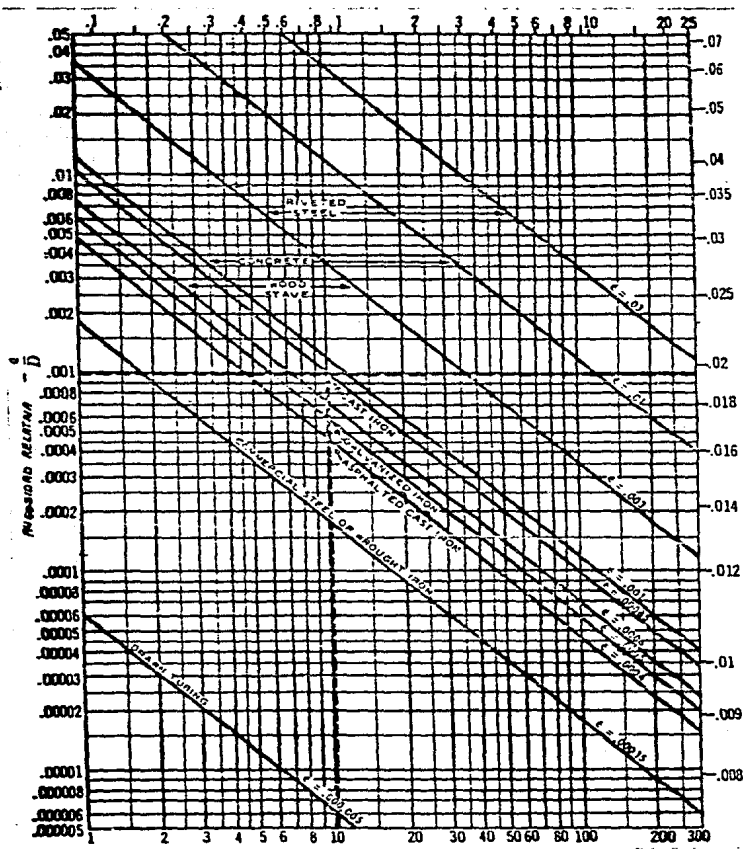


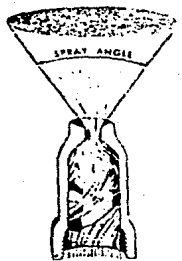
Figura I.- Rugosidad relativa de materiales de tuberías y factores de fricción para completa turbulencia.

Tabla VI Coeficientes de Flujo Cv, Cg, Cs.

Igual Porcentaje				Igual Porcentaje Caracteristic																	
Carr. Ciente	Forma de Carrera	Numero de Carreras	Carreras por Carrerista	Carreras por Carrerista												M. A. C.					
				10	20	30	40	50	60	70	80	90	100								
Cv	Deposito	1-1/4	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		1-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		2-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
	Deposito	1-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		2-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		3	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
	Cg	Deposito	1-1/4	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132
			1-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132
			2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132
			2-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132
Deposito		1-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		2-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		3	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
Cs		Deposito	1-1/4	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132
			1-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132
			2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132
			2-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132
	Deposito	1-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		2-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		3	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
	Cs	Deposito	1-1/4	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132
			1-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132
			2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132
			2-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132
Deposito		1-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		2-1/2	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	
		3	15.16	3	157	222	287	352	417	482	547	612	677	742	807	872	937	1002	1067	1132	

Esta columna enlista los valores de Km para los coeficientes Cv, y los valores de Cl para el coeficiente Cg y Cs, al 100% de carrera.

BOQUILLA TIPO COMPL.	No. BRIDA COMPL.	Conexión Tipo DE LIZA TIPO	Diámetro Orificio Dia.	CAPACITY G.P.M. (Gallons per Minute)																
				3	5	7	10	15	20	30	40	60	80	100	120	150	200			
3H12	3"	1 1/2"	27	36	42	50	62	71	87	100	123	147	187	231	281	340	400	460	520
3H18	3"	1 1/2"	52	68	80	96	117	132	166	191	231	281	340	400	460	520	580	640	700
3H30	3"	1 1/2"	89	116	136	160	187	216	267	329	394	471	561	664	781	911	1044	1181	1321
3H100	3"	1 1/2"	187	246	287	340	400	460	520	580	640	700	760	820	880	940	1000	1060	1120
3H120	3"	1 1/2"	29	36	42	50	62	71	87	100	123	147	187	231	281	340	400	460	520
4H180	4"	1 1/2"	105	136	160	191	231	270	331	394	471	561	664	781	911	1044	1181	1321	1461
4H180	4"	1 1/2"	118	152	180	215	264	314	372	440	527	624	731	849	977	1115	1263	1421	1579
4H250	4"	1 1/2"	172	224	264	314	372	440	527	624	731	849	977	1115	1263	1421	1579	1737	1895
4H210	4"	1 1/2"	136	176	210	254	308	355	435	502	615	727	849	977	1115	1263	1421	1579	1737
5H250	5H1250	5"	5"	135	183	211	250	298	346	422	512	591	731	869	911	1044	1181	1321	1461	1601
5H250	5H1250	5"	5"	158	213	236	280	335	410	474	569	670	820	967	981	1100	1247	1394	1541	1688
5H330	5H1330	5"	5"	214	289	320	382	448	540	622	744	866	1044	1222	1257	1400	1543	1686	1829	1972
5H330	5H1330	5"	5"	232	316	349	410	484	578	664	796	927	1105	1283	1318	1461	1604	1747	1890	2033
6H350	6H1350	6"	6"	214	289	320	382	448	540	622	744	866	1044	1222	1257	1400	1543	1686	1829	1972
6H350	6H1350	6"	6"	232	316	349	410	484	578	664	796	927	1105	1283	1318	1461	1604	1747	1890	2033
6H450	6H1450	6"	6"	304	395	436	520	609	731	849	1012	1181	1394	1607	1642	1805	1948	2091	2234	2377
6H450	6H1450	6"	6"	322	414	455	540	634	764	880	1061	1240	1463	1686	1721	1884	2027	2170	2313	2456
8H600	8H1600	8"	8"	372	492	540	660	776	936	1072	1280	1488	1752	1960	2000	2208	2352	2504	2656	2808
8H750	8H1750	8"	8"	382	492	540	660	776	936	1072	1280	1488	1752	1960	2000	2208	2352	2504	2656	2808
8H900	8H1900	8"	8"	476	576	624	768	912	1080	1248	1488	1728	2016	2256	2300	2544	2688	2832	2976	3120
8H900	8H1900	8"	8"	492	592	640	784	928	1104	1272	1512	1752	2040	2280	2320	2564	2708	2852	2996	3140
10H1200	10H1200	10"	10"	552	672	720	880	1040	1224	1416	1664	1912	2208	2448	2490	2736	2880	3024	3168	3312
10H1200	10H1200	10"	10"	572	692	740	900	1060	1248	1440	1688	1936	2232	2472	2510	2756	2900	3044	3188	3332
10H1300	10H1300	10"	10"	592	712	760	920	1080	1272	1464	1712	1960	2256	2496	2530	2776	2920	3064	3208	3352



TYPE H



TYPE HH

Patent No. 2,306,210

DIMENSION

	TYPE	SIZE	A	B	NO.	WEIGHT	A	B
	1/2G	1 in.	1 1/2"	3 1/2" Hex.	1H	12 wt.	2 1/2"	1 1/2" Dia.
	1/2GG	2 in.	1 1/2"	3 1/2" Hex.	1H	18 wt.	3 1/2"	1 1/2" Dia.
	1/2G	3 in.	1 1/2"	3 1/2" Hex.	1H	18 wt.	4 1/2"	2 1/2" Dia.
	1/2GG	5 in.	1 1/2"	1" Hex.	2H	2 1/2 lb.	5 1/2"	2 1/2" Dia.
	1/2G	1 in.	1 1/2"	5 1/2" Hex.	3H	7 1/2 lb.	7 1/2"	3 1/2" Dia.
	1/2GG	2 in.	1 1/2"	5 1/2" Hex.	4H	18 lb.	9 1/2"	5 1/2" Dia.
	1/2GG	3 in.	1 1/2"	1" Hex.	5H	34 lb.	12 1/2"	6 1/2" Dia.
	1/2GG	5 in.	1 1/2"	1" Hex.	6H	50 lb.	14 1/2"	8" Dia.
	1/2GG	1 in.	1 1/2"	7 1/2" Dia.	8H	90 lb.	17 1/2"	9 1/2" Dia.
	1/2GG	2 in.	1 1/2"	7 1/2" Dia.	9H	100 lb.	19 1/2"	10 1/2" Dia.
	1/2GG	3 in.	1 1/2"	13 1/2" Dia.	10H	155 lb.	20 1/2"	16" Dia.
	1/2GG	4 in.	2 1/2"	13 1/2" Dia.	11H	155 lb.	20 1/2"	16" Dia.
	1/2GG	5 in.	2 1/2"	13 1/2" Dia.	12H	155 lb.	20 1/2"	16" Dia.

APLICACIONES TÍPICAS.

- Servicios de apagado para equipos de CAD.
- Limpieza de tanques.
- Enfriamiento de cambiadores de calor.
- Procesos industriales y químicos.

Tabla VIIa.- Dimensiones y características de las espresas típicas para servicios de apagado.

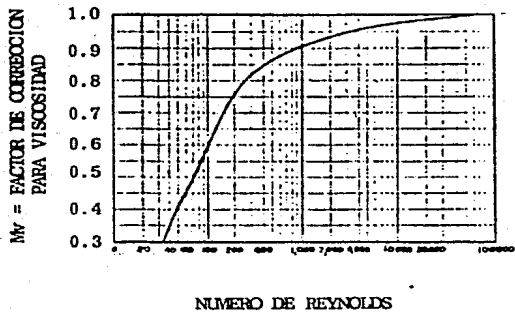


Figura VI.- Factor de Corrección de Capacidad debido a la viscosidad.

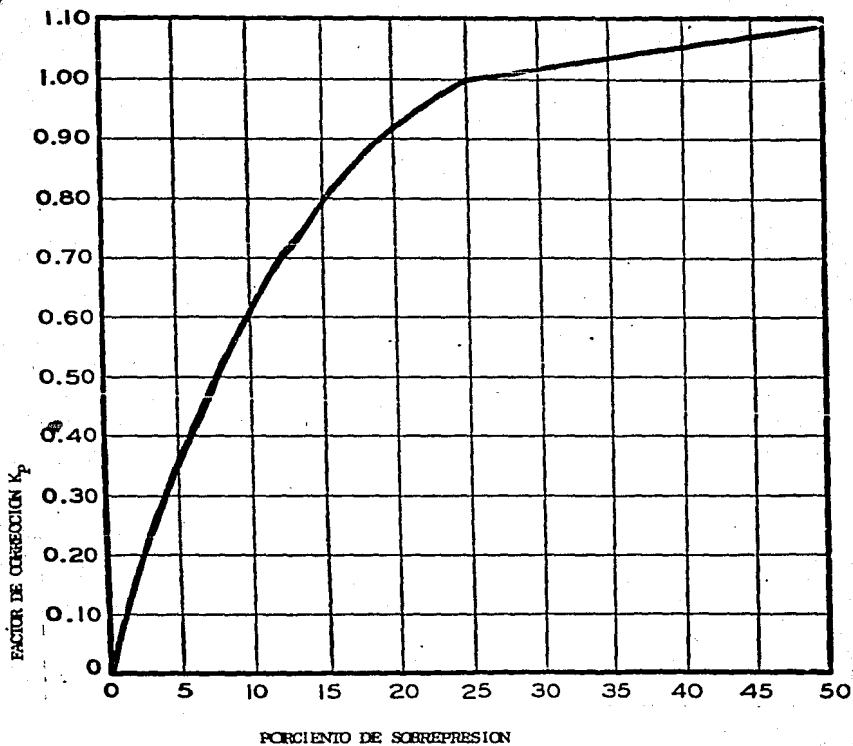
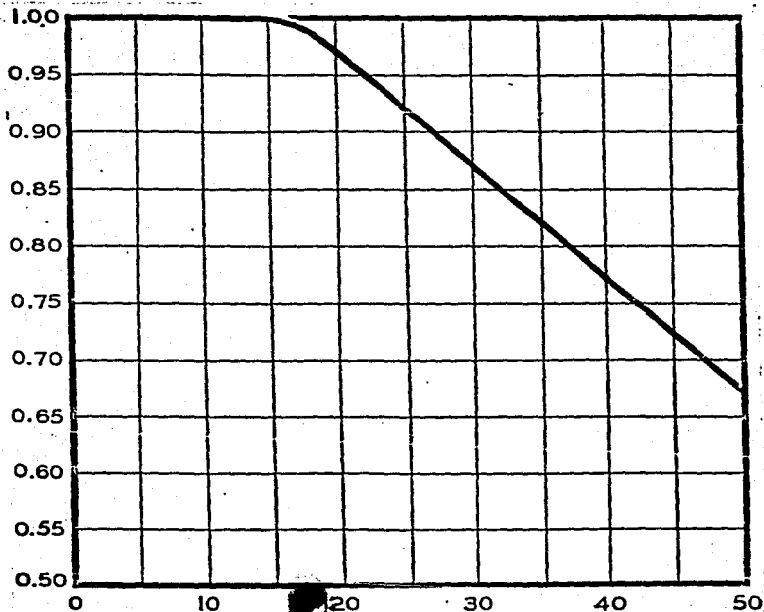


Figura VII.- Factor de corrección de capacidad debido a la sobrepresión para válvulas de seguridad en servicios líquidos.

$K_w = \frac{\text{Capacidad con contrapresión variable}}{\text{Factor de capacidad basada en } (P_a - P_v)}$



$$\% \text{ DE CONTRAPRESION} = \frac{\text{CONTRAPRESION, PSIG}}{\text{PRESION DE AJUSTE, PSIG}} \times 100$$

Figura VIII. Factor K_w , para contrapresión variable o constante. 25% de sobrepresión para las válvulas balanceadas (Líquidos solamente).

CONCLUSIONES

La presentación de éste se hizo con el propósito de contar con un procedimiento propio para el diseño y evaluación de los Sistemas de servicios Auxiliares para Calentadores a Fuego Directo, el cual pueda servir como base para la eliminación de las adaptaciones y/o reproducciones de los sistemas provenientes del extranjero, hechas por un gran número de firmas de ingeniería nacionales.

La elaboración de este procedimiento para el diseño y evaluación de Sistemas de Servicios Auxiliares para Calentadores a Fuego Directo trae como resultado la disposición de una herramienta útil para los grupos ingenieriles que requieran efectuar este tipo de diseños.

En caso de manejar combustibles líquidos de alta viscosidad como fluido energético para los Calentadores a Fuego Directo, el equipo de bombeo preferentemente utilizado, es el de tipo de desplazamiento positivo.

En cuanto a los procedimientos de decoquizado para tubos de Calentadores a Fuego Directo existentes, los que manejan el principio de remoción mecánica requieren de mayor tiempo de aplicación que el que utiliza Aire-Vapor. Adicionalmente a esto, la disposición de Aire-Vapor en la mayoría de las Plantas Nacionales es ilimitada. Por ende, en la actualidad éste último se ha convertido en el procedimiento de más frecuente aplicación, sobre todo en la Industria Petrolera Nacional.

Un aspecto muy importante para la operación eficiente de los Calentadores a Fuego Directo es el diseño acertado de sus Sistemas de Servicios Auxiliares, el cual puede realizarse tomando como base este procedimiento, que incluye una serie de criterios de diseño y fundamentación teórica respaldada sobre bases teóricas y retroalimentación de campo.

La realización de un adecuado diseño de los Sistemas de Servicios Auxiliares para CAFD, respaldado en un procedimiento razo
nable contribuirá de modo significativo para que el tiempo de vida útil
del equipo sea el esperado.

En suma, la presentación de este trabajo con seguridad no eliminará por completo las adaptaciones y/o reproducciones de los Sistemas de Servicios Auxiliares provenientes del extranjero, pero sí podrá contribuir para que los diseños futuros se desarrollen de manera más objetiva, teniendo un respaldo que evidentemente deberá afinarse - cada vez más para que pueda ser considerado en tiempos posteriores como un "procedimiento normalizado" con amplio grado de validez y confia
bilidad.

B I B L I O G R A F I A

A.L. Thomas.

Thermal Decoking Saves Furnace Tubes
The Oil and Gas Journal N.

API Specification for Large Welded Prouduction Tanks.
API Standard 12D, New York, N. Y.
Seventh Edition, August 1957.

API RP 550

Manual on Installation of Refinery Instruments and Control Systems
Part. III.- Fired Heaters and Inert Gas Generators.
Refining Department. American Petroleum Institute.
Second Edition 1977.

API RP 520

Recommended Practice for the Design and Installation of
Pressure-Relieving Systems in Refineries. Part I - Design
Division of Refining. American Petroleum Institute
Third Edition, November 1967.

A.T. Tanbe, Consulting Engineer, Houston
Decoke Furnace Tubes Faster
Hydrocarbon Processing, April 1974.

B.S. Strobel, Union Carbide Industrial
New System Streamlines Furnace Tube Cleaning
Services Company, Moorestown, N. J.
Circle 171 on Reader Service Card.

Combustion Handbook

North American MPg. Co, Cleveland, Ohio, Segunda Edición.

Copes and Vulcan Company

Cleaning the Fired Heaters SD-2D
One of the White Consolidated Industries
Rev 8/77

Copes-Vulcan, Inc. White Consolidated Industries
Installation Operation & Maintenance Instructions
Form SRV2 Rev. 8/77

Donald Q. Kern
Procesos de Transferencia de Calor
Compañía Editorial Continental, S.A. XV Impresión

David J. Deutsch
Process Piping Systems
Mc Graw-Hill Publications Co.

Don Charlton.
Select Safe Shutdown System for Fired Heaters
Hydrocarbon Processing. Vol. 44, No. 5. 1965

Design Engineering Department. Piping Division
The Piping Design Manual
The M.W. Kellogg Company 9/11/55.

Ernest. E. Ludwig.
Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants
Vol. I, II, III.
Gulf Publishing Company (Book División), Segunda Edición.

Engineering Standar M30-S
Typical Steam piping for furnaces
For Standard Div. The M.W. Kellogg Company 1/19/53

Fired Heaters BA-1A/B for Instituto Mexicano del Petróleo
Instructions for the Care and Operation of Foster Wheeler
Pemex-Planta "DEMEX" Cd. Madero, Tamps.
April 8 of 1975

H. F. Rose, M. H. Barrow.
Ingeniería de Proyectos para Plantas de Proceso
Cía. Editorial Continental, Octava Impresión.

Herbert L. Berman, Caltex Petroleum Corp.
Fired Heaters -IV.
Chemical Engineering September 11, 1978.

Copes-Vulcan, Inc. White Consolidated Industries
Installation Operation & Maintenance Instructions
Form SRV2 Rev. 8/77

Donald Q. Kern
Procesos de Transferencia de Calor
Compañía Editorial Continental, S.A. XV Impresión

David J. Deutsch
Process Piping Systems
Mc Graw-Hill Publications Co.

Don Charlton.
Select Safe Shutdown System for Fired Heaters
Hydrocarbon Processing. Vol. 44, No. 5. 1965

Design Engineering Department. Piping Division
The Piping Design Manual
The M.W. Kellogg Company 9/11/55.

Ernest E. Ludwig.
Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants
Vol. I, II, III.
Gulf Publishing Company (Book División), Segunda Edición.

Engineering Standar M30-S
Typical Steam piping for furnaces
For Standard Div. The M.W. Kellogg Company 1/19/53

Fired Heaters BA-1A/B for Instituto Mexicano del Petróleo
Instructions for the Care and Operation of Foster Wheeler
Pemex-Planta "DEMEX" Cd. Madero, Tamps.
April 8 of 1975

H. F. Rose, M. H. Barrow.
Ingeniería de Proyectos para Plantas de Proceso
Cía. Editorial Continental, Octava Impresión.

Herbert L. Berman, Caltex Petroleum Corp.
Fired Heaters -IV.
Chemical Engineering September 11, 1978.

Instituto Mexicano del Petróleo
Diseño de Sistemas de Desfogue
Profesional. División de Promoción Académica.

Instituto Mexicano del Petróleo
Engineering Specifications for process and Utility Piping (H-201)
Octubre/1975, Septiembre/1980. REV. 0.

Instituto Mexicano del Petróleo
Departamento de Ingeniería de Sistemas.
Subdirección de Ingeniería de Proyectos de Plantas Industriales
Instructivo para el Cálculo y Especificación de Bombas.

Instituto Mexicano del Petróleo
Subdirección de Ingeniería de Proyectos de Plantas Industriales
Sistemas de Control de Generadores de Vapor con Sistemas de Combustión
de Gas y Combustible
Práctica de Ingeniería No. ECDA-0.002 (21/07/83) Rev.0.

Instituto Mexicano del Petróleo
Fabricación e integración de Calentadores a Fuego Directo
Práctica de Ingeniería No. ECDE-007 (5/XII/84). Rev. 0
Subdirección de Ingeniería de Proyectos de Plantas Industriales

John H. Perry.
Chemical Engineers' Handbook
Mc Graw-Hill Publications Co., 5^a Ed.

L. Fisher
Foam Fire Protection Seminar. Systems Design I
Topic. Systems Design Criteria
Part I, II and III.

Ma. Elena Eternod Palacios, Eduardo Romero
Departamento de Proceso. Enero/1977
Instituto Mexicano del Petróleo.
Subdirección de Ingeniería de Proyectos de Plantas Industriales.

Pump Handbook
Reprinted From Hydrocarbon Processing
Gulf Publishing Company. 1974

Petróleos Mexicanos. Gerencia de proyectos y Construcción
Especificaciones Generales para el Sistema de Control de Calderas
con Sistemas de Combustión de Gas, combustóleo y asfalto
Norma No. C-1002. Rev. 0.

Rip. Weaver.
Process Volumen I y II
Gulf Publishing Company, Houston, Texas. VI Edición.

Robert Kern, Hoffman - La Roche Inc.
Cerefrasher. Chemical Engineering, February 28, 1978.

Tyler G. Hicks, P. E., T. W. Edwards, P. E.
Pump Application Engineering.
Mc. Graw-Hill Book Company.

Vincent G. Gomes, Mc Gill University
Controlling Fired Heaters.
Chemical Engineering/January, 1985.

Waren L. Mc Cabe, Julian C. Smith
Operaciones Básicas de Ingeniería Química
Mc. Graw-Hill Book Company.

W.L. Nelson.
The Refiner's Notebook. Firing Oil.
A weekly Feature of the Oil and Gas Journal
February 15, 1947.

William Tafts.
Thermal Decoking Saves Time and Mon
Petroleum Refiner, March 1955