



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**SISTEMA DE MANEJO, ALMACENAMIENTO Y  
DISTRIBUCION DE COMBUSTIBLES EN UN  
COMPLEJO PETROQUIMICO**

**T E S I S**

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

P r e s e n t a:  
**JAIME CERVANTES ALBA**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

México, D. F.

1988



## **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.

**SISTEMA DE MANEJO, ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION  
DE COMBUSTIBLES EN UN COMPLEJO PETROQUIMICO**

**INDICE GENERAL**

	<b>PAG.</b>
<b>1.0 INTRODUCCION</b>	<b>1</b>
<b>2.0 PROPIEDADES DE LOS COMBUSTIBLES</b>	<b>2</b>
2.1 General	
2.2 Propiedades de Combustibles Líquidos.	
2.3 Propiedades del Gas Combustible	
<b>3.0 REQUERIMIENTOS DE FLUJO</b>	<b>20</b>
3.1 Balance de Combustibles	
3.2 Diagramas de Balance	<b>24</b>
3.3 Diagramas de Flujo de Proceso	
<b>4.0 SISTEMA DE COMBUSTOLEO</b>	<b>30</b>
4.1 Descripción y definición del Sistema de Aceite Combustible.	
4.2 Sistema de transferencia desde vehículo de Transporte.	
4.3 Accesorios del Tanque y calentamiento de Combustible.	<b>46</b>
4.4 Seguridad.	
4.5 Plano de Localización	<b>62</b>
4.6 Arreglo de tubería	
4.7 Efluentes de Agua Aceitosa	
4.8 Resumen de Cálculo	<b>77</b>

	<b>PAG.</b>
<b>5.0 SISTEMA DE GAS COMBUSTIBLE</b>	<b>89</b>
5.1 Condiciones de Operación y Descripción	
5.2 Conexión desde Línea de Alta Presión a Tanque Depurador.	
5.3 Tanque Depurador	<b>94</b>
5.4 Estación de Medición	
5.5 Diseño de Tubería	
5.6 Resumen de Cálculo	<b>112</b>
<b>6.0 CONTROL DE COMBUSTION</b>	<b>122</b>
6.1 General	
6.2 Línea de Gas Combustible	
6.3 Línea de Combustóleo	
6.4 Sistema Combinado Gas Natural - Combustóleo.	<b>131</b>
<b>CONCLUSIONES</b>	<b>133</b>
<b>APENDICE</b>	<b>134</b>
<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>147</b>

## 1.0 INTRODUCCION

Los requerimientos de productos derivados del petróleo y gas natural, incluyendo aquellos para la generación eléctrica suman el 85% de la total energía de la Industria Química. El restante 15% es hecho de carbón usado directamente como combustible de caldera o para generación de potencia eléctrica. Los productos industriales (tal como Amoníaco y Negro de humo) consumen materia prima consistiendo 63% de LNG y gas natural y 17% de fracciones de petróleo.

La fabricación de químicos basados en gas natural es casi una tercera parte de todos los productos químicos a partir del petróleo, pero con la excepción de metanol no son referidos como petroquímicos. Los dos principales químicos derivados del gas natural, Amoníaco y Metanol, - representan lo mejor de el uso de gas natural.

Los costos de combustibles es uno de los mayores detalles en los costos de operación de una planta química, petroquímica o de refinación del petróleo. Puede ser un costo directo para operación de calderas y de calentadores a fuego directo o puede estar implícito en el costo de vapor o la potencia eléctrica que puede suministrarse. Los dos tipos de combustibles de más interés para plantas petroquímicas son el gaseoso y el líquido. El presente trabajo tiene como finalidad el hacer un Manual de Ingeniería de Proceso para el manejo, almacenamiento y distribución de combustibles en un complejo petroquímico o en una - planta química.

## 2.0 PROPIEDADES DE LOS COMBUSTIBLES

### 2.1 General

Los combustibles líquidos son una fuente ideal de energía para la industria, tienen un valor de calentamiento relativamente constante, son fáciles para manejar, almacenar y quemar. La combustión eficiente de aceites combustibles requieren la optimización de muchas variables incluyendo: (1) Características químicas y físicas de aceites combustibles, (2) El tipo de equipo de combustión y (3) Prácticas de operación de la planta. El gas combustible puede suministrarse a to dos los consumidores a presión constante y con un valor de calentamiento que no está sujeto a amplias variaciones.

### 2.2 Propiedades Combustibles Líquidos

- a) Especificaciones.- Con el propósito de aumentar la eficiencia de combustión de plantas, daremos una visión a las propiedades de aceites combustibles que influyen en el manejo, almacenamiento y quemado. El mejor punto de arranque es identificar los varios combustibles, estos son estandarizados en seis grados que son designados por números: No.1, No.2, No.4, No.5 y No.6. Los primeros dos son destilados; los últimos tres aceites residuales; el No.4 puede ser un destilado o un a mezcla de productos de refinera. Todos estos aceites son clasificados de acuerdo a sus características físicas por las especificaciones establecidas por ASTM (American Society For Testing & Materials), Estandar D-396 "Standard specification for fuel oils" (vease tabla 2.1).

Tabla 2.1 Especificaciones ASTM de clasificación  
de aceites de acuerdo al grado

Grado	Flash Point °F	Punto Fluidez	Agua y Sedimento % Vol.	Ceniza Máxima % Wt	Residuo Carbón Sobre 10% En fondos %	Viscosidad Saybolt seg.				Viscosidad Cinemática cSt				Gravedad Mínima Grados API	% Azufre
						Universal a 100°F		FueroI a 122°F		a 100°F		a 122°F			
						Min.	Max.	Min.	Max.	Min.	Max.	Min.	Max.		
1	100	0	Trazas	....	0.15	...	...	...	...	1.4	2.2	...	...	35	0.5
2	100	20	0.05	...	0.35	32.6	37.9	...	...	2.0	3.6	...	...	30	0.5
4	130	20	0.5	0.1	...	45	125	...	...	5.8	26.4	...	...	...	Legal
5 ligera	130	...	1	0.1	...	150	300	...	...	32	65	...	...	...	Legal
5 pesada	130	...	1	0.1	...	350	750	23	40	75	67	42	81	...	Legal
6	150	...	2	...	...	900	9000	45	300	...	...	92	538	...	Legal

...

Los aceites destilados pueden ser divididos en dos clases: directo y craqueo. Un aceite directo, es refinado directamente desde petróleo crudo por calentamiento y condensando los vapores a varias temperaturas y a presión atmosférica. El proceso de craqueo usa más altas temperaturas y presión o un catalizador, para producir destilados de fracciones más pesadas.

Es destilado craqueado contiene una cantidad sustancial de hidrocarburos parafínicos y nafténicos, producidos en el proceso de línea directa.

El aceite combustible No.6 algunas veces llamado residuo, Bunker C, fondos de vacío y crudo reducido. Básicamente es el residuo separado después de que muchos de los productos ligeros volátiles han sido destilados del crudo. Este es un aceite con un rango de viscosidad desde 900 a 9000 Saybolt Universal Seconds (SUS) a 100°F. Es esencialmente un biproducto de refinería; su alto precio en el mercado, ha alentado en las refinerías aumentar la producción de residuo a el costo de fracciones ligeras.

Los aceites No.4 y No.5 pueden ser producidos mezclando desde 20% a 85% de No.2 con No.6 para permitir especificaciones de ASTM.

El No.4 generalmente es usado en pequeñas instalaciones tal como escuelas, casa apartamento, y hornos de tabique.

El aceite combustible No.5 viene en dos clases: ligero (o frío) con un rango de viscosidad de 150 - 200 SUS a 100°F, y pesados (o calientes), con un rango de viscosidad de 350 - 750 SUS a 100°F.

Razones para las dos clases es que el aceite ligero deberá ser capaz de atomización sin precalentamiento; mientras que el aceite pesado necesita precalentamiento.

Antes del seleccionamiento de combustibles en la planta, asegurar que se puede conseguir un contrato de suministro para el tipo de aceite que nuestro quemador requiera.

**b) Pruebas.-** La ASTM ha desarrollado métodos de prueba estandarizados y procedimientos determinando la calidad y grados de aceites combustibles (Tabla 2.2). Mucha examinación es hecha para averiguar algunas características físicas de aceite tales como gravedad, valor de calentamiento, viscosidad, agua y sedimento, fluidez, cenizas y puntos de incendio que probablemente son importantes ya que, están relacionados directamente al manejo y - la combustión.

**c) La Gravedad.-** De un aceite combustible, que es indicativa de su grado y valor de calentamiento, es encontrada usando un hidrómetro estandar y corrigiendo la lectura a la temperatura observada de la gravedad a 60°F. La escala de gravedad en la industria del Petróleo es la American Petroleum Institute (API). La relación entre gravedad API (expresada en grados) y gravedad específica es definida por la fórmula:

$$\text{gravedad API} = (141.5 \div \text{Sg a } 60^\circ\text{F}) - 131.5$$

Observese que, puesto que la gravedad específica aparece en el denominador.

**Tabla 2.2** Pruebas de la ASTM para análisis de aceites combustibles.

Método ASTM	Pruebas
D-88-56	Viscosidad, Saybolt.
D-92	Punto de inflamación y encendido.
D-93-73	Punto de inflamación.
D-95	Agua en productos de petróleo y materia-bituminosos.
D-97-66	Temperatura de escurrimiento.
D-127	Azufre en productos del petróleo (Método de Bomba).
D-189	Residuo de carbón.
D-240	Calor de combustión de combustibles de hidrocarburos líquidos.
D-287	Gravedad API de petróleo crudo y productos del petróleo.
D-445	Viscosidad de líquidos transparentes y opacos (Cinemática y Dinámica).
D-482-73	Cenizas desde productos de petróleo.
D-1322	Muestreo de petróleo y producto del petróleo.
D-1552	Azufre en productos del petróleo (Método alta temperatura).
D-1796-68	Agua y sedimento en combustibles destilados por centrifuga.

Al aceite más pesado le corresponde la más baja gravedad API y viceversa. Por ejemplo, aceite No. 1 tiene aproximada gravedad API de 46 a 41 grados API; No. 2 39 - 30; No. 4 28 - 24; No. 5 22 - 18; No. 6 17 - 9. En la tabla 2.3 se puede observar equivalencias de grados API y gravedad específica.

**d) Valor de calentamiento.-** Hay dos valores de calentamiento para cualquier aceite, el vapor de calentamiento grueso y el valor de calentamiento neto. La diferencia; es que el valor de calentamiento grueso incluye el calor latente de vapor de agua formado durante la combustión; y el valor de calentamiento neto no. Los valores de calentamiento grueso típicamente son más altos por 1000 BTU/Lb que el valor de calentamiento neto.

El valor de calentamiento grueso generalmente es usado comprando y vendiendo aceites combustibles. El valor de calentamiento neto, es sólo indicativo de el calor producido durante la combustión, es raramente usado. La tabla 2.4 lista valores de calentamiento para gravedad desde 10° - 45° API. Su exactitud es cercana a pruebas de laboratorio y es satisfactorio para propósitos prácticos.

**e) Viscosidad.-** Es la relativa facilidad o dificultad con la cuál un aceite fluye o se bombea. El viscosímetro Saybolt es el instrumento generalmente usado para la determinación de viscosidad de aceites combustibles en las industrias del petróleo. Este viscosímetro tiene dos variaciones Universal y Furol. La sola diferencia entre ellos son el tamaño del orificio y la tem

**Tabla 2.3** Gravedad API y Gravedad Específica a 60°F.

<u>Grados API</u>	<u>Gravedad Específica</u>
10	1.0000
15	0.9659
20	0.9340
25	0.9042
30	0.8762
35	0.8498
40	0.8251
45	0.8017

**Tabla 2.4** Valores de calentamiento de aceites combustibles  
v.s. gravedad API, a 60°F.

<u>Grados API</u>	<u>Grueso Btu/lb</u>	<u>Neto Btu/lb</u>
5	17,980	18,990
10	18,260	17,270
15	18,500	17,480
20	18,740	17,660
25	18,940	17,830
30	19,130	17,980
35	19,300	18,110
40	19,450	18,230
45	19,590	18,340

peratura de muestra requerida. Las temperaturas de muestras - son de 100°F, para la Universal y 122°F para el Furol. En la ta bla de conversión 2.5, se puede observar la relación de estas -- viscosidades. Puesto que la viscosidad es una medida de caracte- rísticas de flujo, es necesario convertir las viscosidades toma- das por un instrumento a viscosidad cinemática, la cuál se utili- za para el dimensionamiento de tuberías. (Ver Tabla 2.6).

**Tabla 2.5** Saybolt Furol v.s. Saybolt Universal.

Saybolt Universal (Segundos a 100°F)	Saybolt Furol (Segundos a 122°F)
300	21
1000	50
3000	135
5000	220
10000	340

- f) **Punto de Fluidez.**- Es la más baja temperatura a la cuál fluye un aceite bajo condiciones estándar. Este punto de fluidez está influenciado substancialmente por el contenido de ceras en el aceite.

Un normal calentamiento de tanques de almacenamiento, tuberías y equipo de bombeo mejoran viscosidad y conservan el aceite por arriba de su rango de temperatura de fluidez.

Aceites con alta cera, por el otro lado pueden cambiar desde un fluido hasta un sólido, semejante a la consistencia de la grasa con una caída de temperatura de sólo unos pocos grados, taponando el equipo de manejo y almacenamiento.

Tabla 2.6 Viscosidad Cinemática vs Saybolt Universal

<u>Cinemática (cSt a 100°F)</u>	<u>Saybolt Universal (Segundos a 100°F)</u>
2.68	35
4.27	40
7.37	50
14.37	75
20.60	100
32.00	150
53.90	250
64.30	300
75.50	350
86.30	400
97.20	450
107.90	500
118.70	550
129.50	600
140.30	650
151.00	700
161.80	750
172.60	800
183.40	850
194.20	900
205.00	950
215.80	1000
258.90	1200
323.80	1500
366.80	1700
431.50	2000

Esta propiedad crea la necesidad para más atención a la temperatura de precalentamiento de combustóleo.

Pasos para evitar problemas con aceites de alta fluidez:

- Conservar la temperatura del tanque de almacenamiento más alta que la normal de fluidez.
- Eliminar sitios fríos en el sistema de manejo de combustibles con apropiado trazado y adecuado aislamiento.
- Purgar todas las líneas de flujo y el equipo de manejo de fluido con un aceite ligero antes de parar el sistema.
- Calentar venteo del tanque para prevenir taponamiento por condensación de ceras.
- Asegurar que todas las líneas de flujo y equipo de manejo del fluido están arriba del punto de fluidez antes de arrancar el sistema de aceite combustible.

g) Flash point.- Es la temperatura a la cuál cuando un combustible líquido es calentado, hay suficientes vapores que encienden momentáneamente y continuamente en presencia de una flama externa.

El flash point es importante para ingenieros de operación porque es una medida de la volatilidad de aceites e indica la máxima temperatura para manejo seguro. Aceites destilados normalmente tienen un flash point desde 145° a 200°F, mientras que los flash point para aceites pesados pueden ser tan altos como 250°F.

h) Contenido de azufre.- El contenido de azufre determina condiciones de corrosión en las zonas frías y calientes de los calentadores.

Los diferentes grados de aceites combustibles tienen variaciones de porcentajes de azufre, están entre 0.3% a 3%. Los límites máximos de azufre serán ajustados por ASTM y especificaciones del cliente. La necesidad de aceites pesados con bajo azufre ha aumentando el uso de procesos de desulfurización en la refinería. Muchos productos desulfurizados son destilados ligeros que pueden ser mezclados con residuos de alto azufre para reducir el contenido de azufre. El mezclado también influencia otras propiedades de aceite. Por ejemplo, aumenta la gravedad API, resultando en un más bajo valor de calentamiento por galón de aceite.

i) **Cenizas.-** Los aceites combustibles están compuestos de compuestos orgánicos de carbón e hidrógeno, con pequeñas cantidades de oxígeno, nitrógeno, azufre y cloro, además trazas de impurezas clasificadas como compuestos organometálicos. Durante la combustión estas impurezas producen una ceniza oxidometálica en el horno. Los destilados tienen casi 0-0.1% de cenizas, y los grados más pesados desde 0.2% a 1.5%. Aunque los porcentajes son enteramente pequeños, una considerable cantidad de ceniza puede acumularse en el lado de encendido de una caldera si las capacidades de quemado son altas. Algunos de los diferentes metales que pueden ser encontrados de cenizas de aceite son: fierro, níquel, calcio, aluminio, vanadio y sodio que son los más prevalentes.

j) **Agua, Sedimento y Lodo.-** Son cuantitativamente encontrados en todos los grados de aceites combustibles. Los combustibles líquidos tal como los destilados tienen trazas de 0.2% de agua y

sedimentos; los grados más pesados tienen desde 0.1 a 2%.

- **El agua.-** En los aceites combustibles usualmente vienen de la condensación, fugas de tanque, fugas en la entrada hombre, o como aceites residuales desde fugas en serpentines de calentamiento. El sedimento es causado por lodos llevados junto con el petróleo crudo.

Mientras que la cantidad normal de sedimento puede causar taponamiento de línea, coladeras, equipo de control, y bloqueo en boquillas de quemador. El agua puede conducir a corrosión y combustión ineficiente y aún falla de flama.

- **El lodo.-** Actualmente es una mezcla de compuestos orgánicos que han precipitado después de que diferentes aceites han sido mezclados. El más notable es el grupo asfáltico consistiendo de hidrocarburos pesados, así como carbón de coquización y polímeros de alto peso molecular. Otro contaminante pesado en el combustible es la cera.

La presencia de éstos compuesto usualmente no es detectada hasta que ellos causan problemas. El calor puede eliminar la cera, pero asfaltenos requieren un solvente para disolución, y esto generalmente es impráctico en un sistema de aceite combustible.

- k) **Muestreo de aceite.-** Cualquier aceite combustible recibido por una planta industrial deberá ser probado por el consumidor para asegurar su especificación y suministrar el dato necesitado para apropiado manejo y combustión.

Durante la descarga de cualquier transporte, muestras pueden ser tomadas de la línea de descarga por escurrimiento. El número y frecuencia de éstas muestras dependen del tiempo de descarga. En barco o buque, cientos de miles de galones son descargados sobre un período de varias horas, así una muestra debe tomarse cada 30 minutos. Para un carro tanque, la muestra cada 5 minutos. Las mezclas tomadas separadas se mezclan para formar un compuesto. Las muestras en un tanque de almacenamiento se toman a través de la entrada hombre en el techo del tanque. El número de muestras tomado para formar un compuesto depende en la profundidad del aceite en el tanque, pero nunca tomar poco menos de 3 en el tope, centro y fondo. La muestra del tope deberá ser tomada al menos un pie del fondo del tanque. Procedimiento para directo muestreo de carros o autotanques es el mismo que para tanques de almacenamiento.

### 2.3 Propiedades del Gas Combustible

El gas está compuesto principalmente de metano ( $\text{CH}_4$ ) con mayor cantidad de etano ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ), propano ( $\text{C}_3\text{H}_8$ ), butano ( $\text{C}_4\text{H}_{10}$ ). No hidrocarburos como el nitrógeno, sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, helio y vapor de agua. El gas natural se encuentra a presión en las rocas porosas en lo más hondo de la tierra y frecuentemente está en solución en el petróleo crudo.

- a) **Ley de los gases.**- Relaciona presión, temperatura, y volumen para un gas con moléculas de cero tamaño y sin fuerzas intermoleculares y está representada por la ecuación:

$$P V = Z n R T$$

DONDE P = Presión

V = Volumen

n = Número de moles

R = Cte. de los gases

T = Temperatura absoluta

Z = Factor de compresibilidad

Los valores de R para varias unidades de temperatura, presión y volumen están dados en la tabla 2.7.

- b) **Valor de calentamiento.**- Los constituyentes de mezcla de gases son cuantificados en términos de análisis volumétrico. El contenido de energía de tales mezclas de gases pueden ser dados en términos del valor de calentamiento más alto (algunas veces llamado valor de calentamiento grueso), que es el calor liberado cuando -

**Tabla 2.7** Constantes de Leyes de los gases.

$$P V = Zn RT$$

Valores de R para varias unidades.

Unidad de Presión P	Unidad de Temperatura T	Unidad de Volumen V	R para n = 1 mol.
atm	°K(°C + 273.16)	litros	0.082055
psia	°R(°F + 460)	cu ft	10.73
lb/sq ft abs	°R(°F + 460)	cu ft	1545.0

Volúmenes de 1 mol. de Gas Ideal para Varias Unidades

Presión	Temperatura	Volumen Molecular
1 atm	0°C	22.414 lts./gr. mol.
14.7 psia	32°F	359 cu ft / lb. mol.
14.7 psia	60°F	379 cu ft / lb. mol.

un gas combustible reacciona (se quema) para formar productos incluyendo agua en el estado líquido. El valor de calentamiento más bajo ( algunas veces designado valor de calentamiento ne to ), es el calor liberado cuando un gas combustibles quemado formando productos que incluye agua en estado vapor.

Quemado 1 SCF de metano puro a 60°F y 14.695 psia, por ejemplo, el valor de calentamiento más alto es identificado con la reacción.



El valor de calentamiento más bajo es definido con



El cálculo del valor de calentamiento de una mezcla de multicomponentes (HVmez) de gases puede ser desarrollado usando la fórmula.

$$\text{HVmez} = \sum_{i=1}^n x_i \cdot (\text{HV})_i$$

donde x es la fracción volumétrica expresada como una fracción de un componente i; (HV) i es el valor de calentamiento del componente i y n es el número de componentes combustibles.

c) Condiciones fluyendo y condiciones base.- Las condiciones flu-

yendo y base son usadas para describir temperatura y presión en varios cálculos de medición de gas natural. Las condiciones fluyendo son la presión y la temperatura de el fluido siendo medido. Condiciones base a la presión y temperatura que describen el volumen estándar de el fluido medido.

Hay muchas condiciones base usadas hoy en día. En Estados Unidos tienen un estándar de 14.73 psia y 15.60°C (60°F). En Europa, la base más común es 0°C (32°F) y 1 atm (1.013 bar) el volumen calculado usando esta base es llamado el volumen normal.

- d) **Densidad.**- Para estrictamente aplicar la ley de los gases a volúmenes medidos, es necesario conocer la compresibilidad del gas a las condiciones base. El suscrito b se refiere a condiciones base y el suscrito f se refiere a las condiciones fluyendo. La medición de la densidad a la base más común es 0°C y 1 atm. Por lo que la densidad fluyendo es:

$$\rho_f = \rho_b \times \frac{P_f}{P_b} \times \frac{T_b}{T_f} \times \frac{Z_b}{Z_f}$$

- e) **Los factores de compresibilidad.**- Son importantes en la medición de gas natural y mezclas de gases reales a alta presión. En el Apéndice A.1a se muestran compresibilidades de gas metano para diferentes temperaturas y presiones.

f) **Viscosidad de gases.**- En contraste con líquidos, las viscosidades de gases a baja presión aumenta con el incremento de temperatura. La viscosidad también aumenta con incremento de presión según el gas se vuelve más denso.

El comportamiento de la viscosidad con la temperatura de hidrocarburos gases a una atmosfera de presión se puede observar en el apéndice A-1b.

Al apéndice A-1c puede utilizarse para estimar la viscosidad del gas metano a alta presión.

### 3.0 REQUERIMIENTOS DE FLUJO

#### 3.1 Balance de combustible y determinación de la capacidad de diseño.

El diseño del sistema de combustible deberá basarse en el uso de combustible fácilmente disponibles y que no pueden ser fácilmente agotados por sus propiedades adversas como lo son los residuos de torres de vacío, parafina, etc., combustibles líquidos y  $H_2$ ,  $CH_4$ ,  $C_2H_6$ ; etc. como combustibles gaseosos.

Para diseñar el sistema de combustibles es necesario proceder a través de las siguientes etapas:

- a) Calcular los servicios de todos los consumidores de combustible de cada una de las plantas.
- b) Calcular la disponibilidad de combustibles.
- c) Seleccionar los consumidores que pueden ser abastecidos con gas combustible de acuerdo a las siguientes consideraciones, generalmente deben sólo quemar gas combustible para tener buena variabilidad de operación:
  - c.1) Consumidores con especial requerimiento de diseño, tales como reformadores de vapor, deberán sólo quemar gas combustible si el combustible disponible tiene un alto contenido de vanadio o azufre.
  - c.2) Las calderas pueden ser capaces de variar automáticamente la relación de quemado aceite-gas para variaciones de balance de

producción de gas combustible y consumo.

- c.3) Se deben fijar los niveles de presión y temperatura para evitar el fenómeno de craqueo con formación de partículas de carbono.
- d) De acuerdo a los puntos anteriores es posible definir;
- Consumidores de gas solamente.
  - Consumidores de combustóleo.
  - Consumidores de gas y combustóleo.

De acuerdo a lo anterior se podrá elaborar un diagrama de balance donde se muestren cada una de las plantas mediante bloques, la red de distribución y el equipo principal.

La estimación de consumo de combustibles se puede obtener mediante la siguiente ecuación:

$$Hp \text{ caldera} \times 970.3 \times 34.5 = W_f \times F \times e_b$$

donde  $e_b$  = Eficiencia de la unidad de generación de vapor,

$W_f$  = Flujo de combustible, lb/hr. para líquidos;  $ft^3/hr.$ , para gas natural.

$F$  = Valor de calentamiento grueso.

también mediante la siguiente ecuación:

$$W_s \times (h - h_f) = W_f \times F \times e_b$$

donde  $W_s$  = Flujo de vapor liberado por la caldera, lb/hr.

$h$  = Entalpía de vapor a presión y calidad observada o temperatura, Btu/lb.

$h_f$  = Entalpía del líquido agua de alimentación a caldera a la temperatura observada cuando el agua llega a la caldera, Btu/lb.

Para el cálculo de absorción de calor en las secciones radiantes de los hornos, es necesario el siguiente balance térmico, para calcular el calor liberado por el combustible:

$$Q = Q_F + Q_A + Q_R + Q_S - Q_W - Q_G$$

donde  $Q = A$  la carga total en la sección radiante, BTU/Hr.

$Q_A$  = Calor sensible sobre 60°F en el aire de combustión, BTU/Hr.

$Q_F$  = Calor liberado por el combustible, BTU/Hr.

$Q_G$  = Calor de los gases de combustión que salen de la sección radiante BTU/Hr.

$Q_R$  = Calor sensible sobre 60°F en los gases de combustión recirculados, BTU/Hr.

$Q_S$  = Calor sensible sobre 60°F en el vapor usado para atomización de combustible, BTU/Hr.

$Q_W$  = Pérdidas de calor a través de las paredes del horno, BTU/Hr. (de 1 a 10% de  $Q_F$ , dependiendo del tamaño, temperatura y construcción del horno, 2% es un buen factor de diseño).

Con la fig. 3.1 se pueden hacer estimaciones exactas de consumo de combustible No. 6 y Combustóleo No. 2.

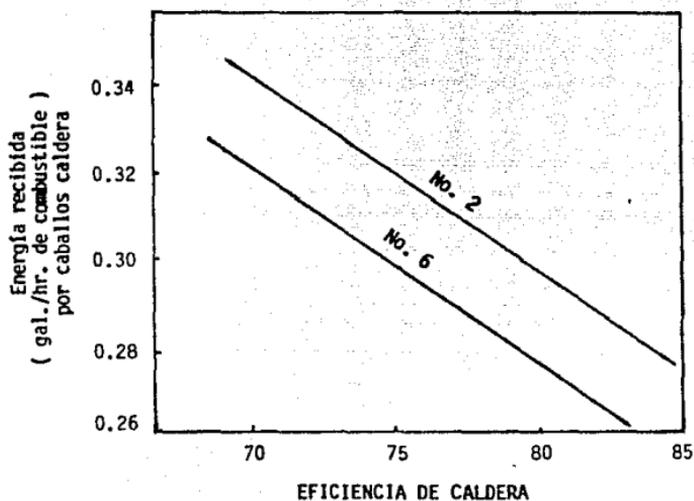


Fig. 3.1 Estimación de consumo de Combustóleo.

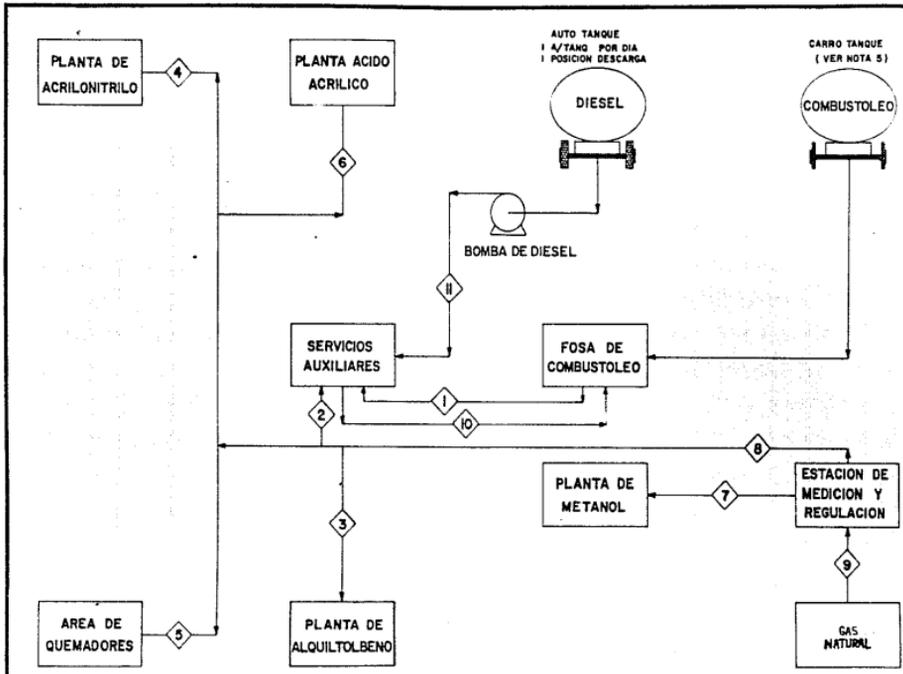
### 3.2 Diagrama de Balance

El diagrama de balance es un diagrama esquemático simple, descriptivo cuantitativamente de un servicio. Para el balance de material, deberán identificarse las corrientes en las líneas de proceso, mediante un número dentro de una figura en forma de rombo. Esta identificación será para referencia en la integración de la tabla de balance de material, que deberá hacerse en la parte inferior del diagrama.

La tabla de balance de material, deberá ser una tabulación de los componentes de las diferentes corrientes del proceso que indican en el diagrama. Deberá formarse de acuerdo con el enlistado siguiente:

- a) Número de descripción de la corriente.
- b) Componentes de la corriente.
- c) Gasto: GPM o MPCSD.
- d) Kg/hr. (lb/hr.).
- e) Presión en  $\text{Kg/cm}^2$  (psig).
- f) Temperatura  $^{\circ}\text{C}$  ( $^{\circ}\text{F}$ ).

Además el diagrama de balance normalmente deberá presentar la capacidad térmica de cambiadores de calor y de calentadores, temperatura y presión de recipientes. En el diagrama No. 1 se puede ver la forma de un diagrama de balance de combustibles para un complejo petroquímico, y el diagrama No. 2 se puede observar el diagrama de flujo de proceso para el recibo, almacenamiento y distribución de combustóleo.



- NOTAS**
- 1- EL COMBUSTIBLE NORMALMENTE ES ENVIADO A TANQUES DE ALMACENAMIENTO DENTRO DEL AREA DE SERVICIOS AUXILIARES.
  - 2- TODOS LOS CONSUMOS PARA CADA UNA DE LAS PLANTAS SE TOMAN DE PLANOS DE LIMITE DE BATERIAS.
  - 3- EL CONSUMO DE COMBUSTIBLES EN AREA DE SERVICIOS DEBE CALCULARSE PARA LA CAPACIDAD TOTAL DE LAS CALDERAS.
  - 4- EL DIESEL GENERALMENTE SE UTILIZA SOLO EN EL ARRANQUE DE LAS CALDERAS Y PARA LIMPIEZA DE EQUIPOS Y TUBERIA QUE MANEJAN COMBUSTIBLE.
  - 5- EL NUMERO DE POSICIONES DE DESCARGA DEPENDE DE TIEMPO DE RESIDENCIA QUE SE QUIERA TENER EN TANQUES DE ALMACENAMIENTO.
  - 6- CONSUMO CORRESPONDIENTE A 2 CALDERAS AL 110% DE SU CAPACIDAD (UNA DE 850 PSIG Y 900°F Y OTRA 275 PSIG Y 800°F). CAP: 44.0 OGD L3/Hr.
  - 7- LOS CONSUMOS INDICADOS ESTAN DADOS PARA GASES EN M<sup>3</sup>/Hr. NOR. LIQUIDOS EN Kg/Hr.

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11			FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.							
FLUIDO	COMBUSTIBLE												GAS COMBUSTIBLE Y COMBUSTOLEO								
	DESCARGA A PLANTA DE ACRILONITRILLO												DESCARGA A PLANTA DE ALQUILTOLENO								
	DESCARGA A SERVICIOS AUXILIARES												DESCARGA A FOSA DE COMBUSTOLEO								
	DESCARGA A PLANTA DE METANOL												DESCARGA A ESTACION DE REGULACION								
	DESCARGA A AREA DE QUEMADORES												DESCARGA A GAS NATURAL								
FLUIDO MAX. WPT	81500	56000	5667	2555	555	550	25607	45018	65006	3501	34000			DIBUJO	J. C. A.	JUL 87	PROYECTO	TESIS	REGALA:	SIN	
FLUIDO NOM. WPT	50764	55011	4057	2500	434	550	25607	37500	5500	0	0			REVISO	J. C. A.	JUL 87	DIBUJO No.			REV.	
TEMPERATURA °C	33.5	37.0	37.0	37.0	37.0	37.0	37.0	37.0	37.0	37.0	37.0			APROBO						01	0
PRESION Kg/CM <sup>2</sup> MAN	3.55	9.0	9.0	9.0	9.0	9.0	16.2	9.0	70.0	11.0	2.5										

### 3.3 Diagramas de Flujo de Proceso

El diagrama de flujo de proceso sirve como una fuente de proceso e información de ingeniería sobre una planta de proceso. Los diagramas son usados como una base para diseño de ingeniería, estimación, construcción y operación de una planta. El Ingeniero de proceso prepara el diagrama mostrando todo el equipo, líneas de proceso, controles, temperatura y presiones de operación, requerimientos de aislamiento, etc. Checa la emisión del diagrama preliminar y es responsable para hacer cualquier otra revisión derivada por comentarios de otros departamentos.

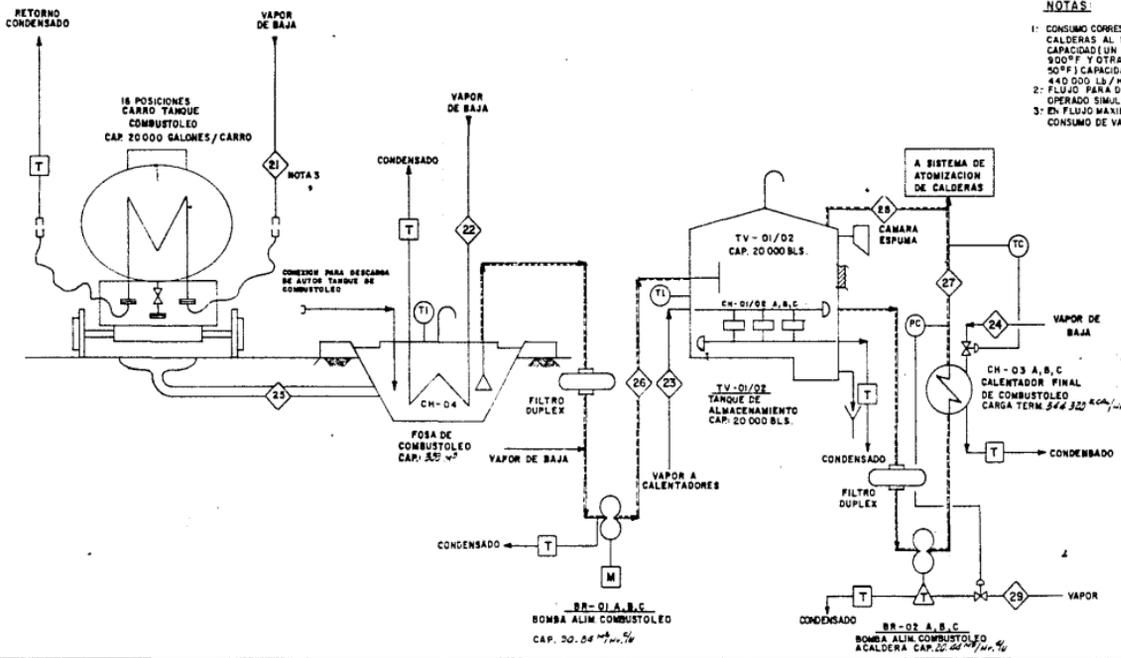
Una vez aprobados los diagramas de flujo de proceso deberá elaborar se una lista de equipo, lo cuál nos servirá para tener un control de todos los equipos involucrados.

El diagrama No. 02 muestra el diagrama de flujo de proceso para el recibo, almacenamiento y distribución de combustibles.

El diagrama No. 03 muestra el diagrama de flujo de proceso para el recibo y distribución de gas combustible, desde la estación de medición.

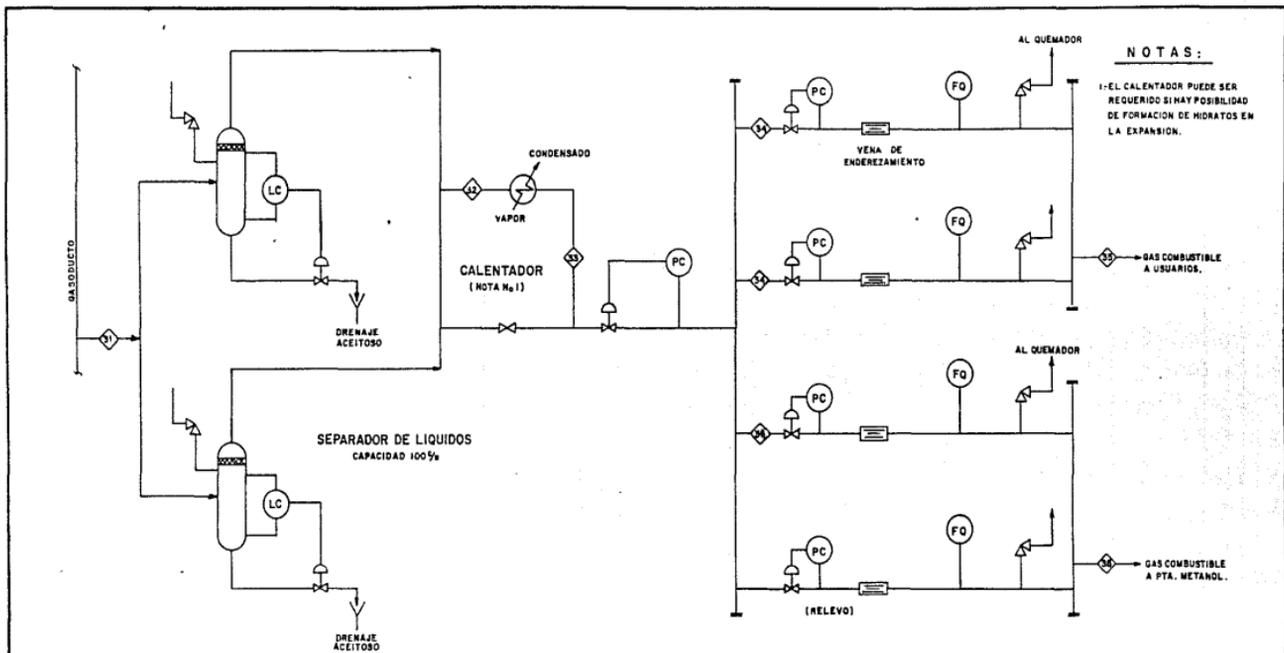
**NOTAS:**

- 1: CONSUMO CORRESPONDIENTE A 2 CALDERAS AL 100% DE SU CAPACIDAD (UN DE 850 PSIG Y 900°F Y OTRA 275 PSIG Y 50°F) CAPACIDAD CALDERAS 440 000 LB/MO C/AI
- 2: FLUJO PARA DOS CANALES OPERADO SIMULTANEAMENTE.
- 3: EN FLUJO MAXIMO SE DA EL CONSUMO DE VAPOR POR C/T



CORRIENTE	21	22	23	24	25	26	27	28	29							
FLUIDO	VAPOR DE BAJA A C/T DE ECMB	VAPOR DE BAJA A FOBA	VAPOR DE BAJA A CALENT-FIN	VAP BAJA A CALENT-FIN	COMBUSTO-LEO A TANQUE DE BAJA	COMBUSTO-LEO A TANQUE DE BAJA	COMBUSTO-LEO A CALDERAS CALORIFICACION TURBINA	VAPOR DE BAJA	VAPOR DE BAJA							
FLUJO MAX. %	2141	668	528	2362	45400	50000	40500	10075	250							
FLUJO NOM. %	134	668	528	2147	181000	181000	50750	VARIA	205							
TEMPERATURA °C	153	152	153	153	65.5	65.5	121.1	121.1	250							
PRESION Kg/cm	4.27	4.27	4.27	4.57	RTM	5.28	10.5	10.5	19.3							

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.			
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO SISTEMA COMBUSTIBLE			
DIBUJO	J. C. A.	12-27	PROYECTO
REVISO	J. C. A.	12-27	TESIS
APROBO			RECALA
			DIBUJO No
			REV.
			02
			0



**NOTAS:**  
 1- EL CALENTADOR PUEDE SER REQUERIDO SINAY POSIBILIDAD DE FORMACION DE HIDRATOS EN LA EXPANSION.

CORRIENTE	31	32	33	34	35	36	37	◇	◇	◇	◇	◇	◇	◇	FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.							
FLUIDO	BAR COM DE BARRIDO	BAR COM DE CALENTADOR	BAR COM DE CALENTADOR	BAR COM A MEDICION	BAR COM A USUARIOS	BAR COM A MEDICION	BAR COM A PTA. METANOL								DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO ESTACION DE MEDICION GAS COMBUSTIBLE							
FLUJO MAX. MM <sup>3</sup> /H	2242	2222	2222	2222	4222	2222	2222								DIBUJO:	J. C. A.	REV. 01	PROYECTO:	TEX 10	ESCALA:		
FLUJO NOM. MM <sup>3</sup> /H	2212	2212	2212	2212	2212	2212	2212								REVISO:	J. C. A.	REV. 01	DIBUJO NO.			BIN.	
TEMPERATURA °C	22	22	22	22	22	22	22								APROBO:							RES.
PRESION Kg/cm <sup>2</sup> M	22	22	22	22	22	22	22													03		0

**LISTA DE EQUIPO**

IESIS  
FACULTAD DE QUIMICA  
U.N.A.M.

11 JUN 87  
EST. 3  
D.F. 20  
F.F. 1

CAMBIO MON/FECHA	ORIGINAL	C-1	C-2	C-3	C-4	C-5	NOVA	DE
TIPO	NUMERO	DESCRIPCION		DIAGN				
TANQUES	TV-01	TANQUE ALMACENAMIENTO COMBUSTOLEO		100			CAPACIDAD: 20,000 BARRILES	
	TV-02	TANQUE ALMACENAMIENTO COMBUSTOLEO		100			CAPACIDAD: 20,000 BARRILES	
	TV-03	TANQUE ALMACENAMIENTO DIESEL		100			CAPACIDAD: 1,000 BARRILES	
	TL-01	TANQUE SEPARADOR GAS COMBUSTIBLE		200			DIAMETRO: 1.268 MT. ALTURA: 2.108M	
INTERCAMBIADORES	CIH-01A,B,C	CALENTADORES INTERNOS TANQUE DE COMBUSTOLEO TV-01		100			AREA: 24.6 M <sup>2</sup> C/U	
	CIH-02A,B,C	CALENTADORES INTERNOS TANQUE DE COMBUSTOLEO TV-02		100			AREA: 24.6 M <sup>2</sup> C/U	
	CIH-03A,B,C	CALENTADORES DE COMBUSTOLEO A CALDERAS		100			CAPACIDAD: 538,977 KCAL/HR C/U	
	CIH-04	SERPENTIN DE CALENTAMIENTO FOSA DE COMBUSTOLEO		100				
	CIH-201	CALENTADOR DE GAS COMBUSTIBLE		200				
	BOMBAS	BR-01A,B,C	BOMBAS DE TRANSFERENCIA DE COMB.		100			CAPACIDAD: 90.04 M <sup>3</sup> /HR.
BR-02A,B,C		BOMBAS DE COMBUSTOLEO A CALDERAS		100			CAPACIDAD: 20.44 M <sup>3</sup> /HR. C/U	
BA-01		BOMBA DE DIESEL PARA LAVADO		100			CAPACIDAD: 22.71 M <sup>3</sup> /HR	
	BA-02	BOMBA DE CARGA DE DIESEL A TO.		100			CAPACIDAD: 39.74 M <sup>3</sup> /HR	
FILTROS	FD-01	FILTRO DUPLEX		100				
	FD-02	FILTRO DUPLEX		100				
	FD-03	FILTRO DUPLEX		100				

## 4.0 SISTEMA DE ACEITE COMBUSTIBLE

### 4.1 Descripción y definición del número de sistemas de aceite combustible.

Un sistema de aceite combustible es diseñado para asegurar constante y regular suministro de combustible a todos los usuarios.

El diseño de un sistema de combustóleo para un complejo petroquímico puede ser dividido en dos paquetes de trabajo. El primero incluye el equipo necesario para transferir aceite desde el vehículo de transporte a un tanque de día; el segundo el equipo para drenar y calentar el aceite y la bomba desde almacenamiento a los quemadores.

Tal vez la más importante consideración en el diseño de cualquier sistema de combustóleo es la flexibilidad para manejar un amplio rango de aceites. Un sistema diseñado para aceite de viscosidad del No. 6 usualmente ofrece esta ventaja. Ya que la habilidad para manejar varios grados de aceite permiten su beneficio desde cualquier ventaja de precio.

Otros factores que deben ser considerados diseñando un sistema de combustóleo son:

- \* Capacidad de consumo de combustible.
- \* Distancia desde la fuente de combustible a la planta.
- \* Métodos de entrega - carro tanque, tren o barco.
- \* Costos de descarga de combustibles.

- Espacio disponible para tanques de almacenamiento y diques.
- Capacidad de tanques de almacenamiento.
- Distancia desde el punto de descarga hasta el punto de uso.
- Terreno y congestión a lo largo de la ruta de tubería.
- Capacidad de bombas transferencia.
- Disponibilidad de vapor (Normalmente de 65 Psig y 275 Psig), y electricidad.

#### 4.2 Sistema de transferencia desde vehículo de transporte.

- a) Capacidad de almacenamiento.- La capacidad de almacenamiento, incluyendo un margen de seguridad, depende principalmente de la capacidad de consumo de combustible, del método de entrega del combustible, y la distancia desde la estación de suministro a la planta. Las variables que también deben ser consideradas son: mal ambiente, retardo de entrega, paros de trabajo, escasez de combustible, etc.

El creciente déficit de energía hace necesario para plantas industriales reexaminar sus capacidades de almacenamiento. Muchas -- plantas están comprando e instalando sistemas de manejo y almacenamiento de aceite suficiente, conservando sus facilidades de operación arriba de cuatro o cinco semanas.

El tipo de transporte de entrega usado, usualmente depende de la capacidad de consumo de aceite y la localización de la planta. Por ejemplo si la planta es grande, y puede acomodar barcos o entrega de buque tanque, transporte de agua debe ser considerado seriamente.

Si la capacidad de consumo de aceite es bajo, la entrega en pipas es más práctico que el equipo vía ferrocarril o agua. Cuando es recibido por carro el tanque de almacenamiento deberá ser bastante grande para tomar ventaja de precios de carga o cargas totales de carros normales de 5000 - 20000 galones. (Fig. 4.1 Muestra un carro tanque).

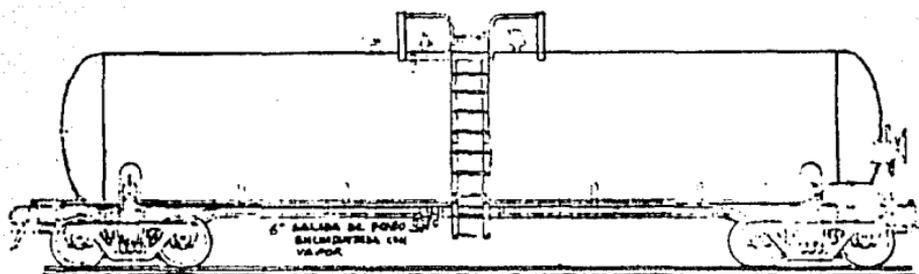


Fig. 4.1 Carro tanque para manejo de combustóleo.

Después de determinar requerimientos de almacenamiento se debe decidir en el número de tanques a instalar. Si preciso control de consumo de combustóleo es requerido entonces dos tanques de almacenamiento son necesarios; uno para alimentar los calentadores, mientras el otro recibe el aceite transferido.

b) Bombas de transferencia.- Son usadas para mover el combustóleo desde almacenamiento al tanque de día. También pueden ser usadas para descarga de aceite desde el transporte. Los buques-tanque generalmente tienen su propia bomba de descarga: al igual que los auto-tanque. Los parámetros a considerar en selección de la bomba incluye el tipo de combustóleo, viscosidad, factor de uso de la bomba, temperatura de bombeo, capacidad de bombeo, elevación de succión, gravedad específica y tipo de mando.

Bombas de tipo rotatoria son usadas normalmente además del tipo reciprocante. La selección depende normalmente de la viscosidad del combustóleo: bombas centrífugas son generalmente usadas para viscosidad más bajas de 1000 SSU, mientras que bombas rotatorias son usadas para más altas viscosidades (3000 SSU). (Ver fig.4.2) Número de bombas. Generalmente cada sistema de combustóleo deberá tener capacidad de relevo de 100%. Si dos o más sistemas utilizan el mismo tanque de almacenamiento relevo común debe ser instalado.

Generalmente la bomba principal y su relevo deben ser impulsadas de dos diferentes fuentes de energía (energía, eléctrica y vapor).

Un arranque automático de la bomba operada con turbina de vapor.

Tiempo requerido de 15 a 20 segundos de respuesta.

La capacidad de la bomba es la suma del máximo combustible quemado más el combustible recirculado. La cantidad recirculada depende sobre las características de combustóleo, principalmente viscosidad y punto de fluidez

Como una guía en la tabla 4.1 están dadas a la capacidad que deberían ser asignadas a la bomba de combustóleo para permitir sufi

TABLA 4.1

TIPO DE COMBUSTIBLE	Plantas pequeñas climas fríos sin disponibilidad de gas combustible	Capacidad de diseño de la bomba (% de aceite quemado).	Grandes plantas climas calurosos disponibilidad de gas combustible	Capacidad de di seño de la bomba (% de aceite que mado).
	Capacidad de recir culación (% de a- ceite quemado).		Capacidad de recir culación (% de a- ceite quemado).	
Combustóleo pesado Bunker C	100	200	50	150
Residuo de vacío combustóleo No. 6	50	150	25	125
Gasóleo Combustóleo No. 2 Gasóleo Atmosférico	25	125	15	115

(1) Aceite quemado basado en todos los calentadores quemando solamente Combustóleo a la capacidad de diseño, suponiendo no disponibilidad de gas combustible.

clientes capacidades de recirculación. Las bombas de transferencia de combustible pesado que son instaladas exteriormente deberán ser aisladas y bien trazadas. Evitar que arranque la bomba con frío, ya que aceite residual congelado puede sobre esforzar las partes críticas. Las bombas deberán tener protección con coladera tipo "Y" del lado de la succión; un filtro duplex es lo más práctico. Canastas de metal perforadas para estos deben tener casi 1/8" de abertura para combustible viscoso; 1/16" para destilados.

Deberá colocarse un manómetro de presión en el lado de succión de la bomba. Esto puede revelar fugas de aceite frío, una línea tapada o un filtro sucio.

- b.1) **Requerimientos de succión.**- Las condiciones de succión para bombas rotatorias puede ser dada como (NPSH). La cabeza neta positiva de succión disponible desde el sistema a la conexión de succión disponible desde el sistema a la conexión de succión de las bombas menos la presión de vapor de el líquido a la temperatura de bombeo. El (NPSHA) para una bomba rotatoria es normalmente expresado en psi; y es responsabilidad de el comprador determinarlo. La cabeza neta positiva de succión requerida (NPSHR) es responsabilidad del vendedor determinarla.

$$\text{NPSHA} > \text{NPSHR}$$

El cálculo de NPSH en psi es fácilmente hecho por la relación:

$$(\text{NPSH, psi}) = \frac{(\text{NPSH, ft}) \cdot \text{Sg.}}{2.31 \text{ ft agua/psi}}$$

Donde  $S_g$  es la gravedad específica del combustible.

**b.2) Presión de descarga de la bomba.**— El rango de capacidad de entrada dentro del cual un quemador operará satisfactoriamente es especificado por la relación Turndown del quemador. Para que al estar operando a través de un amplio rango de relación de Turndown, el vapor o aire debe ser modulado con el flujo de aceite.

Según el rango de operación del quemador aumenta, la presión requerida en el quemador también es aumentada. La siguiente (tabla 4.2), es una guía para determinar requerimientos de presión de combustible para quemadores de atomización con vapor y aire cuando quemamos aceite de 300 SSU en el quemador.

TABLA 4.2

<u>Relación Turndown</u>	<u>Presión requerida en quemador</u>
3-4/1	75 Psig (min. recomendada)
5/1	75 Psig
7-8/1	100 Psig
9-10/1	150 Psig

La presión del cabezal de vapor y aire deberá ser al menos 15 Psig ó 10% (Sin embargo es más grande) arriba de la presión de aceite en el quemador. Por lo que la presión a la entrada del quemador es de 70 a 140 Psig.

**b.3) Especificación de la bomba.-** La especificación deberá contener el funcionamiento requerido de la bomba a temperaturas la operación máxima y mínima.

La temperatura mínima es la de almacenamiento. La máxima temperatura es la del combustible viniendo del calentador final.

En las hojas siguientes se hacen, la memoria de cálculo y la especificación de la bomba.

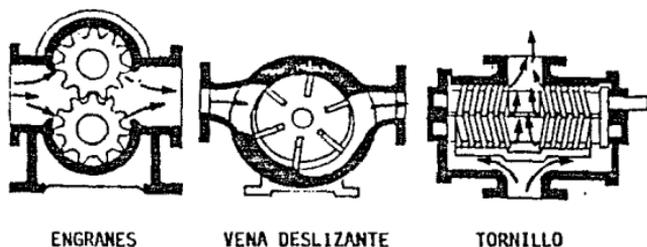


Fig. 4.2 Tipos de bombas para servicios de transferencia de combustible.

**b.4) Caída de presión.-** La tubería de succión de la bomba debe ser diseñada para una caída de presión máxima de 0.3 psi/100ft. El cabezal principal y subcabezales pueden ser dimensionados para una caída de presión nominal de 1.0 a 3.0 psi/100 ft. El cabezal de retorno puede ser dimensionado para una caída de presión de 2.0 a 3.0 psi/100 ft, flujo laminar debe ser evitado puesto que podría permitir la formación de una capa estancada que puede solidificarse.

La velocidad en la succión de bombas debe ser menor de 3.0 ft/seg.

En la descarga de la bomba de 6.0 a 10.0 ft./seg.

NO. LINEA & ESPECIFICACION		12" FO-100B
LIMITE DE PRESION COMBUSTIBLE A BOMBAS DE TRANSFERENCIA		
TEMPERATURA NORMAL		150°F
PRESTION NORMAL (ENTRADA)	PSIG	ATMOSFERICA
GAS	FLUJO LBS/HR (W)	
	PESO MOLECULAR	
	$T_r = T/T_c$	
	$P_r = P/P_c$	
	FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Z	
VISCOSIDAD @ T & P		
DENSIDAD LBS/CF @ T & P	$\rho = \rho_{PSIA} \cdot MW / 10.71 \cdot R \cdot Z$	
LIQUIDO	FLUJO LBS/HR (W)	W = GPM * 500 / S.G.
	API	100.000
	DENSIDAD LBS/CF @ T & P (P)	12.861
	VISCOSIDAD CPS @ T & P	62.37
	FLUJO GPM	150.0°F y ATMOSFERICA 400
		800
NUMERO DE INTENTO		(1)
TAMANO DE TUBO NOMINAL & CEDULA		12" SEP. 40
AREA INTERNA (AI) FT <sup>2</sup>		0.777
I.D. EN PIES (D) - PULGADAS (d)		11.938 pulg
VELOCIDAD FT/SEG (v) = W/P * Ai * 3600		2.29
REYNOLDS Re = 6.31 * W / CPS * d		528.6
FACTOR DE FRICCION f		LANIAR 64/Rc 0.121
LONGITUD DE TUBERIA RECTA		PIES 90
LONGITUD EQUIV. EN ACCESORIOS: CANT. * L/D = D		
CODOS		2 * 30 * 0.925 60
TEES		2 * 20 * 0.925 60
VALVULAS		3 * 35 * 0.925 105
CONTRACCION O AGRANDAMIENTO		
REDUCCIONES		1 * 14 * 0.925 14
TOTAL LONG. EQUIVALENTE = TUBERIA RECTA + L equiv. acc		279
$\Delta P_{100} = 0.1294 * P * f * v^2 / d$		0.428
CAIDA DE PRESTION TOTAL = $\Delta P_{100} * L \text{ equiv. tot.}$		1.19
NOTAS:		PROYECTO TESIS
MEMORIA DE CALCULO DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS		HOJA DE FECHA JUN 87 CALCULO ICA

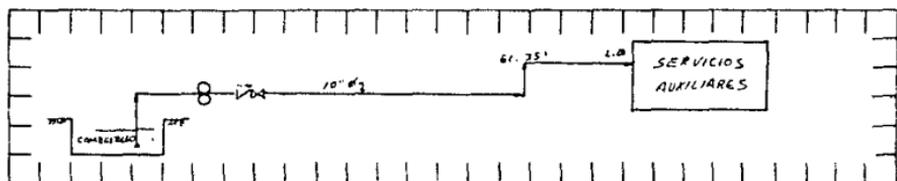
MO. LINEA & ESPECIFICACION		10" FO-108B
LIMITE DE <del>OPERA</del> DE TRANSFERENCIA A LA BATERIA SERV. IND.		
TEMPERATURA NORMAL °F		150 °F
PRESTON NORMAL (ENTRADA) PSIG		79
G A S	FLUJO LBS/HR (W)	
	PESO MOLECULAR	
	$T_r = T/T_c$	
	$P_r = P/P_c$	
	FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Z	
VISCOSIDAD @ T & P		
DENSIDAD LBS/CF @ T & P = $PSIA \cdot W / 10.71 \cdot R \cdot Z$		
LIQUIDO	FLUJO LBS/HR (W) W = GPM * 500 / S.G.	100 000
	API	12 API
	DENSIDAD LBS/CF @ T & P (P)	62.37
	VISCOSIDAD CPS @ T & P	400
	FLUJO GPM	800
NUMERO DE INTENTO		(1)
TAMANO DE TUBO NOMINAL & CEDULA		10" STD 40
AREA INTERNA (AI) FT <sup>2</sup>		0.547
I.D. EN PIES (D) - PULGADAS (d)		10.0244
VELOCIDAD FT/SEG (v) = $W/P \cdot AI \cdot 3600$		3.25
REYNOLDS $Re = 6.31 \cdot W / CPS \cdot d$		629.74
FACTOR DE FRICCIÓN f LAMINAR $64/629.74$		0.102
LONGITUD DE TUBERIA RECTA PIES		2000
LONGITUD EQUIV. EN ACCESORIOS: CAMT. * L/D = 0		
CODOS 10 x 30 x 0.835		250
TEES 3 x 20 x 0.835		50
VALVULAS 2 x 35 x 0.835		58.5
CONSTRICCION O ACORRAMIENTO CHECK 1 x 135 x 0.835		113.0
REDUCCIONES 1 x 19 x 0.835		12
TOTAL LONG. EQUIVALENTE = TUBERIA RECTA + L equiv.		2983
$\Delta P_{100} = 0.1294 \cdot P \cdot f \cdot v^3 / d$		0.87
CAIDA DE PRESTON TOTAL = $\Delta P_{100} \cdot L \text{ equiv. tot.}$		21.6 PSI
NOTAS:		PROYECTO TESIS
MEMORIA DE CALCULO DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS		HOJA DE FECHA CALCULO JCA

HOJA DE CALCULO

BOMBA N° 3P-01 A, B y C  
 SERVICIO TRANSFERENCIA DE COMBUSTIBLE

TESIS  
 FACULTAD DE QUIMICA  
 UAMM

ELABORO JCA  
 REVISO  
 FECHA 1/11/87



LIQUIDO BOMBEO COMBUSTIBLE TEMPERATURA DE BOMBEO 180 °F. 1.0 DENS REL @ 60 °F  
 VISCOSIDAD 400 CPS @ 150 °F. FACTOR DE EXPANSION 1.0 DENS REL @ 150 °F

CAPACIDAD

LBS/HR NORMALES 200 000  
 GPM NORMALES =  
20000 LBS/HR  
400  
 3.0 F. 1.0 DENS REL  
 FACTOR DE SEGURIDAD 1.2  
 GPM DISEÑO = GPM NORMALES \* F.S. 480

PRESION DE DESCARGA:

	NORMAL	DISEÑO
PRESION DEL RECIPIENTE PSIG (EN L.B. DEPT. MEX.)		<u>42.0</u>
CABEZA ESTÁTICA (PSI)		
<u>25'</u> FT x <u>1.0</u> DENS.REL./3.12		<u>15.15</u>
CAIDA POR FRICCIÓN E-		
(EN PSI)		
E-		
CALENTADOR AP PSI		
0°ROS AP T		
?		
AP VALVULA DE CONTROL		
AP DRIFICO		
PERDIDAS EN LA LINEA <u>0.87</u> LBS/100' DIGAMOS <u>2500'</u>		<u>21.75</u>
PRESION DE DESCARGA NETA DE DISEÑO, PSIG		<u>78.9</u>
		DISEÑO <u>79.0</u> PSIG

PRESION DE SUCCION:

PRESION NORMAL DEL RECIPIENTE PSIA 11.1  
 MAS CABEZA ESTÁTICA (PSI)  
 0.425 x 12 FT x 1.0 DENS REL -5.20  
 - PERD. LINEA @ 0.87 LBS/100' DIC 288' 1.03  
 MENOS OTRAS PERDIDAS, PSI: 1.00 3.00  
 PRESION DE SUCCION NETA PSIA 1.81  
 PSIG -3.29

PRESION DIFERENCIAL

PRESION DE DESCARGA DE DISEÑO PSIG	<u>79.00</u>
MENOS PRESION DE SUCCION PSIG	<u>(-)</u> <u>-3.29</u>
DIFERENCIAL NETA PSIG	<u>82.29</u>
CABEZA: <u>82.29</u> PSI (231') / <u>1.0</u> DENS REL (2 T B)	<u>209</u>

CABEZA NETA POSITIVA A LA SUCCION (NPSH)

PRESION DE SUCCION DE LA BOMBA PSIA 1.81  
 - PRESION DE VAPOR @ 150 °F PSIA 0.00  
 CABEZA NETA PSIG 1.81  
 NPSH: 1.81 PSI (231') / 1.0 DENS REL 9.18

PRESION A DESCARGA BLOQUEADA:

PRESION DE SUCCION NORMAL PSIG	<u>-9.29</u>
MAS 120 % <u>89.29</u> PSI (DIFERENCIAL)	<u>105.95</u>
PRESION NETA, PSIG	<u>96.7</u>

POTENCIA HIDRAULICA

HHP =          GPM x          PSI  
 1715

POTENCIA AL FRENO:

BHP =          HHP/0          EF BOMBA

BOMBAS RECIPROCANTE DE VAPOR

CONSUMO ESPECIFICO DE VAPOR LBS/HHP/HR  
 CONSUMO DE VAPOR          CEY x          HHP  
 (EN LBS/HR)

POTENCIA:

OPERANDO 0          BHP  
 0          EF MOTOR  
 CONECTADA C          HP  
 0          EF MOTOR A PLENA CARGA

NOTAS  
 1. SE ASEGURE VALVULA DE RELEVO INTERCALA  
 2. SE RESERVE BOMBA CON CARGA DE VAPOR

# BOMBAS ROTATORIAS

TRUJILLO ELABORO JCA  
 FACULTAD DE QUIMICA REVISO JCA  
 LINAM FECHA JUN-87

TAMBO	C-1	C-2	C-3	C-4	C-5	C-6
-------	-----	-----	-----	-----	-----	-----

EQUIPO N° BR-01A.B.C MOVIDO POR MOTOR ELECTRICO MOVIDO POR TURBINA \_\_\_\_\_  
 SERVICIO TRANSFERENCIA DE COMBUSTIBLE DE ALICARABANTAS DE CASAP-TAMBO

FABRICANTE DE BOMBA \_\_\_\_\_ CANTIDAD REQUERIDA \_\_\_\_\_  
 TAMAÑO Y MODELO \_\_\_\_\_

LA REQUISICION DE NOTAS GENERALES ES PARTE INTEGRAL DE ESTA REQUISICION

CONDICIONES DE OPERACION			COMPORTAMIENTO		
LÍQUIDO <u>SEMANTOLADO</u>	GPH US _____	NORM <u>400</u>	MS <u>440</u>	CURVA DE OPER N° <u>DE FABRICANT</u>	
	PRES DESC PSIG _____	<u>73.0</u>		NPSH REQ AGUAPES _____	
TEMP BOMBEO (T B) °F <u>150</u>	PRES SUCC PSIG _____	<u>-9.29</u>		EFX MEC _____	BHP _____
DENS REL (SP GR) T B <u>1.0 AMOY</u>	PRES DIF PSI _____	<u>68.75</u>		BPM BOMBA <u>1750</u>	
PRES VAP PSIA @ T B <u>2.34</u>	NPSH DISR @ T B PIES _____	<u>9.18</u>		BHP/MIN _____	
VISCOSIDAD @ <u>400 CPS</u>				VALY DE INTEG SE NESTI FOR	
CORR/VELOS CAUSADA POR _____				NOTACION VISTALADO COPLE _____	

MATERIALES DE CONSTRUCCION					
MONTAJE CARCASA	ILIN CENTR _____	PRE _____	ZIMENSULA _____	INVERTICAL _____	1
DIVISION	LAZIAL _____	IRADIAL _____			
TIPO	LENGUAMES _____	IPALETAS _____	ITORNILLO _____		1
CONEX AUI INVENTO	HIDRENE _____	INMANOH _____			
BOQUILLAS	TAMAÑO _____	RANGDASA _____	CARA _____	POSICION _____	
SECCION	<u>S</u>	ISL # _____	F.F _____	CENTRAL _____	
DESCARGA	<u>S</u>	ISL # _____	F.F _____	CENTRAL _____	
BALEROS-RADIAL INT _____	VERT _____	EMPUJE INT _____	HEST _____	TIPO _____	
LUBRICACION BALEROS _____	<u>ACEITE</u>				
COPLE Y GUARDA _____	<u>PLASTICO CON GOMERA</u>				
EMPAGNETADURA _____	<u>NO</u>				
BELLO MECANICO _____	<u>S</u>				
ENGR SINCRON - INT _____	VERT _____				

COOK-O MATS		INTERNS		PRUEBAS		REQUER		ATISIC	
1-FRASEO FUNDIDO	PARTES INTERNAS	SIMBOLO	NOTAS						
D-BRONCE	BOFOR (S)	S							
S-ACERO									
C-11-12% CRONO	NANJA (TEMP)	I							
A-ALAEACION	NANJA (SELCI)	S							
M-ENDOBRECIDO	FLECHA	S							
F-CARRADO	ENGR SINCRON	S							
Z-									

MOTIL ELECTRICO POR		TURBINA POR		REDUCTOR DE VELOCIDAD POR	
EQUIPO N° _____	MONI POR _____	EQUIPO N° _____	MONI POR _____	FABO _____	RED ENGR _____
HP _____	RPM (220) _____	HP _____	RPM _____	PS BOMA _____	HP _____
FABRICANTE _____		FABR Y TIPO _____		TIPO _____	EFIX MEC _____
TIPO FABRICACION _____		VAP ENTR PSIG _____			
ENGL _____		ESCAPE _____			
VRITS/PASEVICIOS _____		CONS VAP _____			
BALEROS _____		BALEROS _____			
AMP PLENA CARGA _____		BOQUILLA TAM _____			
FACTOR DE SERVICIO _____		BOQUILLA ENTRADA _____			
		SALIDA _____			

EL EQUIPO DEBERA ESTAR DE ACUERDO CON \_\_\_\_\_  
 NOTAS 1. EL EQUIPO AUI EMPLEGADO MONTEO EN RUC DELA COMPA  
2. INFORMACION A SER PROPORCIONADA POR FABRICAN

La viscosidad es, tal vez, el más importante factor en el dimensionamiento de la tubería. Puesto que la viscosidad puede variar con cualquier cambio desde la fuente de suministro, el tamaño del tubo debe ser basado sobre la máxima viscosidad del grado de combustible esperado a manejarse.

Para un fluido viscoso es necesario desarrollar ecuaciones de fricción en tubo que sean una función de la viscosidad. Esta es definida como el número de Reynolds.

$$N_{Re} = dv \rho / \mu$$

Donde  $d$  = diametro interior del tubo, ft;  $v$  = velocidad del fluido, ft/s;  $\rho$  = densidad del fluido, lb/ft<sup>3</sup>; y  $\mu$  = viscosidad absoluta del fluido, Lbm/(ft)(s).

Desde el número de Reynolds, un factor de fricción,  $f$ , puede ser obtenido en el Apéndice B.2. El factor de fricción es usado entonces para resolver la fórmula de Darcy para pérdida de presión. La ecuación que puede utilizarse para calcular  $\Delta P_{100}$  es la siguiente:

$$\Delta P_{100} = \frac{0.1294 \cdot (f) \cdot (\rho) \cdot (v^2)}{d}$$

Pérdidas estimadas por fricción en tuberías son dadas en la tabla 4.3. Para diferentes flujos y diferentes viscosidades de combustible. El procedimiento de cálculo se resume en la forma de memoria de cálculo de dimensionamiento de líneas.

**Tabla 4.3** Estimados de pérdidas de presión (psi) por  
100 pies de tubería..

Capacidad de flujo GPM	Tamaño Tubo plg	Viscosidad, SSU a temperatura de bombeo			
		1000	2000	3000	4000
25	3	1.7	3.3	5.0	6.6
30		2.0	4.0	6.0	8.0
40		2.6	5.3	8.0	10.3
50		3.3	6.6	10.0	14.0
30	4	0.7	1.3	2.0	2.7
40		0.9	1.8	2.7	3.5
50		1.2	2.2	3.3	4.5
100		2.3	4.5	6.6	9.0
100	6	0.5	0.9	1.3	1.8
150		0.7	1.3	2.0	2.6
200		0.9	1.8	2.6	3.5
250		1.1	2.0	3.3	4.3
300		1.4	2.7	4.0	5.2
200	8	0.3	0.6	0.9	1.2
300		0.5	0.9	1.3	1.8
500		0.8	1.5	2.2	3.0
600		0.9	1.8	2.6	3.5
800		1.2	2.3	3.5	4.5
1000		1.5	3.0	4.5	6.0

c) **Tanques de Almacenamiento.**- Una vez que se ha definido la capacidad de almacenamiento y número de tanques, de la tabla 4.4 se pueden tomar las dimensiones del tanque de almacenamiento.

c.1) **Tipo de tanque.**- El contenido volátil de residuos y combustóleos destinados es relativamente bajo. Además la presión de vapor de estos líquidos a temperaturas de almacenamiento típicas (100°F) son relativamente insignificantes. Por lo que tanques de acero de techo cónico fijo debe usarse. Y deberá ser diseñado de acuerdo con el estándar API-650. Ver fig. 4.3.

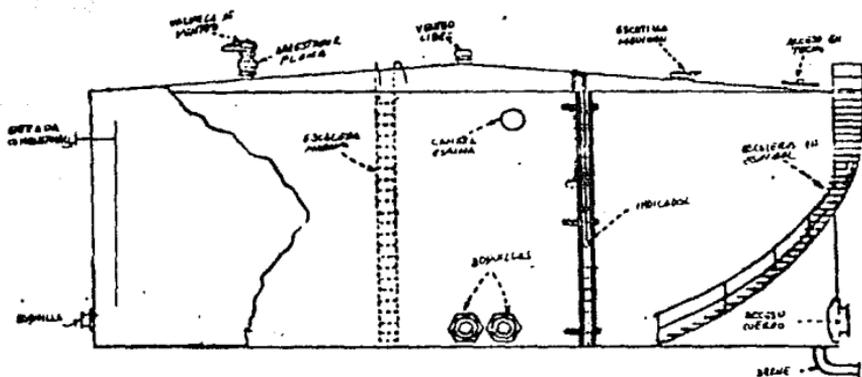


Fig. 4.3 Tanque de techo fijo (Cónico).

TABLA 4.4

DIMENSIONES DE TANQUES CILINDRICOS VERTICALES (24)

NOMINAL BLS.	CAPACIDAD		DIAMETRO		ALTURA		PESO VACIO	
	R E A L		PIES	METROS	PIES	METROS	LBS.	KGS.
	BLS.	METS. CUBS.						
1,000	918	145.96	19' - 1 1/8"	5,820	18	5,486	16,457	7,485
2,000	2,020	321.18	21' - 3"	6,477	32	9,754	27,737	12,592
3,000	3,020	480.18	30' - 0"	9,144	24	7,315	36,095	16,750
5,000	5,040	801.36	30' - 0"	9,144	40	12,192	48,281	21,920
10,000	10,100	1,605.50	42' - 6"	12,954	40	12,192	81,571	37,000
15,000	15,060	2,304.54	58' - 0"	17,678	32	9,754	126,104	57,200
20,000	20,135	3,200.94	60' - 0"	18,288	40	12,192	165,347	75,000
24,000	25,120	3,954.08	67' - 0"	20,422	40	12,192	205,250	93,100
30,000	30,100	4,785.90	73' - 4"	22,352	40	12,192	222,087	101,000
35,000	35,610	5,693.79	80' - 0"	24,384	40	12,192	261,247	118,500
40,000	40,42	6,427.58	85' - 0"	25,908	40	12,192	291,010	132,000
55,000	55,950	6,896.05	100' - 0"	30,400	40	12,192	390,218	177,000
65,000	67,140	10,675.26	100' - 0"	30,480	48	14,630	471,789	214,000
80,000	80,580	12,812.22	120' - 0"	36,576	40	12,192	684,383	256,000
100,000	100,470	15,974.73	134' - 0"	40,843	40	12,192	894,455	315,000
125,000	125,895	20,017.31	150' - 0"	45,720	40	12,192	868,620	394,000
150,000	150,995	24,008.21	150' - 0"	45,720	48	14,830	1049,399	476,000
200,000	217,500	34,582.50	160' - 0"	54,864	48	14,830	1481,505	672,000

CONVERSIONES: 1 Barril: 159 Litros  
1 Pie : 0.3048 Metros  
1 Libra : 0.4536 Kilogramos

**c.2) Localización del tanque.-** Es un factor importante a considerar. Deberá estar cerca del área de descarga y el punto de uso para minimizar instalaciones de tubería y costos de operación. Estos objetivos, sin embargo, son frecuentemente difíciles a realizar para grandes tanques. Ya que suficiente espacio debe ser disponible -- para diques, y los tanques deben construirse más allá de edificios materiales y equipos peligrosos y líneas de energía.

**c.3) Temperatura de operación del tanque.-** La mínima temperatura de almacenamiento debe ser bastante alta para permitir satisfactoria operación de bombeo. Si un calentador de succión es usado para calentamiento de aceite a la temperatura de bombeo (normalmente 115-125°F para aceites pesados), la temperatura del tanque puede ser conservada entre 85 y 110°F. Para altos puntos de fluidez, ceras residuales, el medio de calentamiento puede tener temperaturas 135 y 150°F o aún más altas.

#### **4.3 Accesorios del tanque y calentamiento de combustóleo.**

**a) Serpentin de vapor del tanque.-** El servicio del serpentín es mantener una apropiada temperatura de almacenamiento para bombeo o calentamiento del contenido del tanque, desde la temperatura de alimentación a la mínima temperatura de operación en un tiempo de ocho horas.

La estimación de pérdida de calor de tanques aislados y no aislados puede hacerse de la siguiente forma:

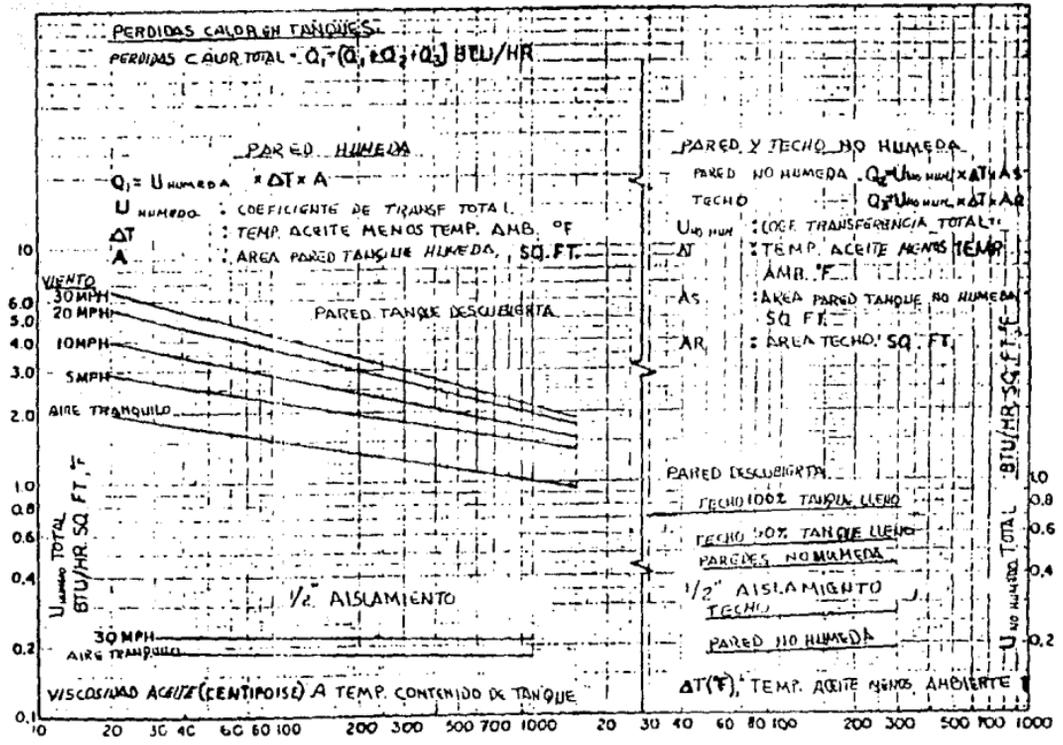


Fig. 4.4 Pérdidas de calor en tanques. (4)

- Para tanques no aislados el Ingeniero de Procesos puede usar la curva de la fig. 4.4. El coeficiente de transferencia de calor total puede ser obtenido para la superficie del tanque húmeda y no húmeda como una función de la viscosidad y la diferencia de temperatura ambiente y del volumen del líquido.
- Para productos requeridos solamente calentamiento durante los meses de invierno la temperatura promedio usada para cálculo de consumo de vapor de calentamiento deberá ser la temperatura promedio para estos meses.
- El factor de ensuciamiento de acuerdo al TEMA, Coeficiente de transferencia de calor del serpentín es de 5 a 10 Btu/h/sq -- ft/ F.

Frecuentemente se usan serpentines en el fondo del tanque de almacenamiento. La fig. 4.5 muestra un arreglo que es comunmente -- aceptado. El diseño de tales serpentines requiere un tedioso cálculo para longitud total. Las longitudes rectas individuales deben calcularse y sumarse a esta suma se le adiciona la longitud -- de los codos.

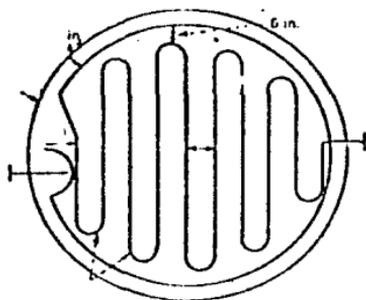


Fig. 4.5 Arreglo típico del serpentín.

La decisión para aislar tanques esta basado en la economía. El costo de energía, y de instalación de aislamiento y el resultante ahorro de energía debe ser evaluado. En la fig. 4.6 se muestran curvas para evaluar las pérdidas de calor através de diferentes espesores de aislamiento en tanques.

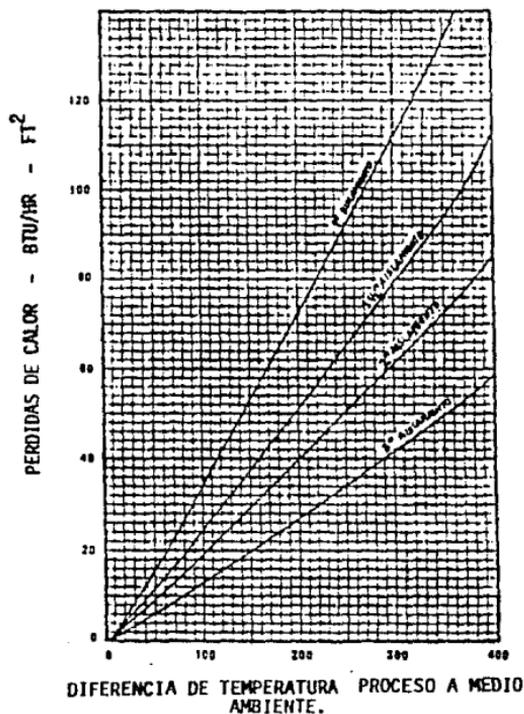


Fig. 4.6 Curvas para estimar pérdidas de calor através de aislamiento. (4)

**b) Calentadores.**— Los tanques de aceite pesados usualmente tienen calentadores de succión, cuando tanques grandes están envueltos; debido a qué el tipo diseño de serpentín puede ser insatisfactorio. Los sistemas de recirculación externa ofrecen ciertas ventajas sobre calentadores de tipo serpentín especialmente.

- Superficie de intercambio de calor menor.
- Consumos de vapor más bajo para tanque calentado.
- Tiempo más rápido de respuesta de temperatura.
- Control de temperatura mejorado.

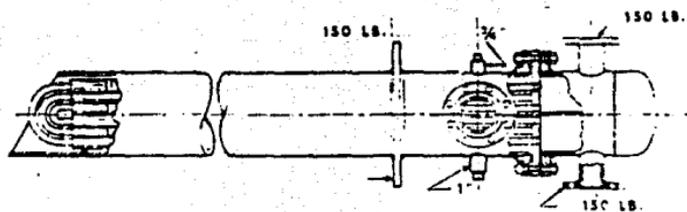
La desventaja de estos sistemas de recirculación son:

- Costos de equipo adicional para bombas de recirculación y costos de tubería.
- Costos de operación adicional de bombeo.

El uso del calentador de succión permite al aceite combustible -- ser almacenado a una temperatura más baja que la temperatura de bombeo. Sólo si el combustible puede ser almacenado sin problemas de punto de fluidez o congelamiento, un calentador de succión es un sistema de consumo de energía más bajo que el calentador -- equivalente del tipo serpentín.

Calentadores compactos o de tipo balloneta son usados en vez de calentadores tipo serpentín. En las figuras 4.7 se pueden observar calentadores de succión y calentadores internos.

El medio de calentamiento es vapor de baja presión o agua caliente. Al diseñarse el sistema de calentamiento asegurar que la entrada al calentador de succión esté valvuleada y que ésta puede ser cerrada fácilmente desde el exterior del tanque.



Calentador de succión.

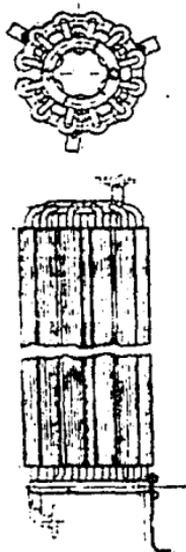


Fig. 4.7 Calentador interno.

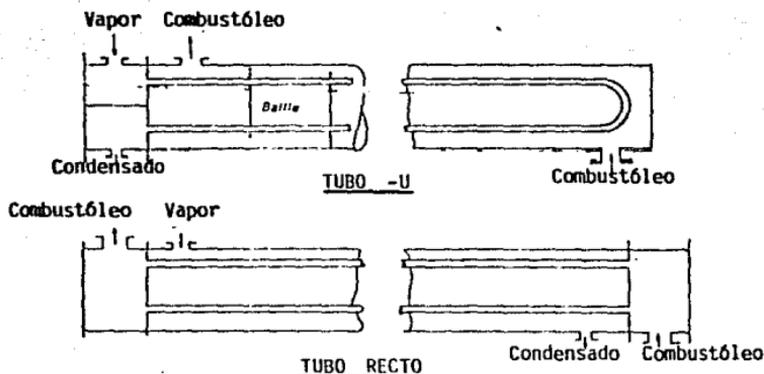


Fig. 4.8 Calentadores combustóleo más comunes.

El calentador final en servicios de combustóleo normalmente son diseñados, de acuerdo con la sección VIII División 1 del código ASME, así como los requerimientos del TEMA. El TEMA C, generalmente llena los requerimientos para estos calentadores y resultan menos costosos. Sin embargo, ocasionalmente TEMA R o B son requeridos.

Los diseños más comunes de calentadores son los tubos U, con baffles y combustóleo en la coraza y el tipo multipasos de Tubo-Recto, con combustóleo en los tubos. (Ver fig. 4.8).

El calentador de tubos en U es más compacto y económico con coeficientes de transferencia de calor de 30 a 65 BTU/Hr.  $ft^2$   $^{\circ}F$ . Los calentadores de Tubo-Recto tienen más bajos coeficientes de transferencia de calor, de 10 a 28 BTU/Hr.  $ft^2$   $^{\circ}F$ .

Esto permite un rápido calentamiento para operación de arranque de la planta y provee un medio para calentamiento del aceite en el tanque en caso que calentadores internos estén inoperativos.

c) **Aislamiento.**- La temperatura más elevada del tanque y la importancia de aislamiento para reducir pérdidas de calor; se necesita que algunas variables sean consideradas en el análisis si un aislamiento es necesario en el tanque, y estas pueden ser:

- Temperatura del aceite entrante.
- Capacidad de recibo.
- Capacidad y volumen de retorno caliente.
- Tamaño del tanque; forma y orientación.
- Condiciones de clima-viento, temperatura, etc.
- Método de operación del tanque continuo, intermitente o largos períodos de paro.
- Características del aceite.
- Inventario del tanque.

Las tablas 4.5 y 4.6 nos dan los espesores de aislamiento en función de la temperatura, para materiales aislantes de fibra de vidrio y silicato de calcio.

d) **Venteo en tanque.**- Un apropiado venteo debe proveerse para operación normal de cualquier tanque para permitir el flujo de aire o vapor para compensar por el máximo flujo de líquido según el tanque es llenado o vaciado, y para la máxima expansión o contracción del contenido del tanque que cambia en temperatura.

### CAMBIADOR DE CALOR

FABRICANTE * FACULTAD DE QUIMICA		TRABAJO TESIS	
CLIENTE LOCALIZACION DE PLANTA		FECHA JUL 1987	
SERVICIO CALENTADOR FINAL DE COMBUSTOLEU No. 6		CLAVE C.H. 03 A,B,C	
TAMAFIO * TIPO GEM		SUP / CUBIERTA	
No. UNIDADES 3 (TRES)	CUBIERTAS/UNIDAD	CONEX SERIE PARALELO	SUP / UNIDAD

OPERACION DE UNA UNIDAD			
	LADO DE CUBIERTA		LADO DE TUBOS
FLUIDO CIRCULADO	COMBUSTOLEU		VAPOR DE AGUA
TOTAL DE FLUIDO QUE ENTRA # / HR	4483.5		2361.36
VAPOR # / HR			2361.36
LIQUIDO # / HR	4483.5		
VAPOR DE AGUA # / HR			
VAPORIZADO CONDENSADO # / HR			
INCONDENSABLES # / HR			
VAPOR DE AGUA CONDENSADO # / HR			
DENSIDAD RELATIVA LIQUIDOS	1.0		
VISCOSIDAD DE DISEÑO (CENTIPOSEES)	100 CP @	200 °F	0.0192 CP @ 304 °F
PESO MOLECULAR - VAPORES			
CALOR ESPECIFICO BTU/# °F	0.48 @	200 °F	
CALOR LATENTE BTU/#			909
TEMPERATURA DE ENTRADA °F	150		308
TEMPERATURA DE SALIDA °F	250		308
PRESION DE OPERACION PSIG	192		65
NUMERO DE PASOS	200		*
VELOCIDAD FPS	*		*
CADA DE PRESION PSI	*.0		*
CALOR INTERCAMBIADO - BTU/HR 2135208		LMT.D. (CORREGIDA) °F 99.8	
COEFICIENTE DE TRANSMISION - SERVICIO * LIMPIO *		TOLERANCIA TOTAL POR INCRUSTACION	

CONSTRUCCION			
PRESION DE DISEÑO PSI	*		*
PRESION DE PRUEBA PSI			
TEMPERATURA DE DISEÑO °F	*		*
CONEXIONES TAMAFIO	ENTRADA *	SALIDA *	ENTRADA * SALIDA *
CLASE Y CARA	150 # * F		150 # * F
TUBOS No * D E * BWG 14	MIN PROM	LONG *	PASEO * X O D
TIPO DEFLECTOR LONG.	ESPACIAMIENTO:		TIPO DEFLECTOR TRANSV.
CONST - SECCION ASME VIII DIV. 1	CLASE TENA: R		ESPEC. CLIENTE:
PESOS: CADA CUBIERTA *	LLENO DE AGUA: Y		HAZ DE TUBOS: Y
PARTES RELEVADAS DE ESFUERCOS MARCADAS SR PARTES RADIOGRAFIADA MARCADAS XH			
PORTE	MATERIAL	ESPESSOR	MATERIAL
TUBOS	AC. CARBON		CABEZAL-TAPA
E. FIJO	AC. CARBON		CABEZAL-E.FIJO
E. FLOT.			CUBIERTA-E.FIJO
CUBIERTA	AC. CARBON		CUBIERTA-TAPA
TAPA CUBIERTA			CABEZA FLOTANTE
SOPORTES TUBO			OBSERVACIONES:
DEFLEC. TRANSV	AC. CARBON		
CABEZAL	AC. CARBON		
TAPA CABEZAL			
TAPA CAR FLOT			
DEFLEC. LONG.			

\* DATOS A SER PROPORCIONADOS POR USUARIO.

Tabla 4.5 Espesores de fibra de vidrio. (25)

TUBO PREMOLDEADO CUBIERTA Y PLACAS

TIPO	ESPESOR NOMINAL PULGADAS				
	DIAMETRO DE TUBO NOMINAL PULGADAS	TEMPERATURA GRADOS FARENHEIT			
		HASTA A 200	201 A 300	301 A 400	401 A 450
CONSERVACION DE CALOR	1	1	1	1	2
	2	1	1 1/2	1 1/2	2
	3	1 1/2	1 1/2	1 1/2	2
	4	1 1/2	1 1/2	2	2 1/2
	6	1 1/2	2	2 1/2	3
	8	1 1/2	2	3	3 1/2
	10	1 1/2	2 1/2	3	3 1/2
	12	1 1/2	2 1/2	3	3 1/2
	14	1 1/2	2 1/2	3	3 1/2
	16	1 1/2	2 1/2	3	3 1/2
	18	1 1/2	2 1/2	3	3 1/2
	20	1 1/2	2 1/2	3	3 1/2
	22	1 1/2	2 1/2	3	3 1/2
	24	1 1/2	2 1/2	3	3 1/2
30 Y MAYORES	1 1/2	2 1/2	3	3 1/2	
RECIPIENTES Y EQUIPOS	2 1/2	3	3 1/2	4	
PROTECCION PERSONAL	TODOS	1	1	1	1

Tabla 4.6 Espesores de silicato de calcio. (25)

TUBO PREMOLDEADO Y BLOQUE

T-I P O	ESPESOR NOMINAL (PULGADAS)						
	DIAMETRO DE TUBO NOMINAL PULGADAS	TEMPERATURA GRADOS FARENHEIT					
		HASTA 200	201 300	301 400	401 500	501 600	601 700
C O N S E R V A C I O N D E	1	1	1	1 1/2	2	2 1/2	3
	2	1 1/2	2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2
	3	1 1/2	2	2 1/2	3	3 1/2	4
	4	1 1/2	2 1/2	3	3 1/2	4	4 1/2
	6	2	3	3 1/2	4	4 1/2	5 1/2
	8	2	3	3 1/2	4 1/2	5	5 1/2
	10	2 1/2	3	4	4 1/2	5 1/2	6
	12	2 1/2	3	4	4 1/2	5 1/2	6
	14	2 1/2	3	4	4 1/2	5 1/2	6
	16	2 1/2	3	4	4 1/2	5 1/2	6
	18	2 1/2	3	4	4 1/2	5 1/2	6
	20	2 1/2	3	4	4 1/2	5 1/2	6
	22	2 1/2	3	4	4 1/2	5	6
	24	2	3	4	4 1/2	5	6
	30	2	3	3 1/2	4	5	5 1/2
C A L O R	RECIPIENTES Y EQUIPO	2 1/2	3 1/2	3 1/2	4	5	5 1/2
PROTECCION PERSONAL	SILICATO DE CALCIO	1	1	1	1 1/2	1 1/2	2 1/2

Los venteos abiertos deben ser dimensionados para límites de caída de presión a través del venteo, a la máxima presión acumulada permisible.

El fabricante del tanque informará de esta presión que estará -- usualmente en los rangos de 1.0 oz/in<sup>2</sup> de vacío parcial.

La ecuación siguiente puede ser usada para dimensionamiento de venteo.

$$P = \frac{k (v^2) (\rho_{\text{aire @ 60 °F y 1 atm}})}{2gc (62.3)}$$

Donde P = la máxima acumulación permitida de presión o vacío, psi.

v = Velocidad del gas a través del venteo, ft/s.

ρ = Densidad del aire 60°F y 1 atm, lb/ft<sup>3</sup> = 0.0764

gc = 32.2 ft/seg<sup>2</sup>.

k = Coeficiente de resistencia, use un valor de 2.

Nota.- Usar esta ecuación solamente para venteos cortos.

Los requerimientos de venteos se deben ajustar para las siguientes condiciones:

**d.1) Inspiración (Revelo de vacío).**

- Capacidad para máximo movimiento de combustible fuera del tanque, deberá ser equivalente a 560 ft<sup>3</sup> de aire libre por hora/ 4200 Gal. por hora la máxima velocidad de vaciado.
- Capacidad de venteo por inspiración térmica para una determina

da capacidad de tanque para líquidos de cualquier flash point deberá ser el menos la mostrada en la columna 2 de la tabla 4.7.

**d.2) Expiración (Revelo de presión).-**

- Para aceites con flash point de 100°F o más alto deberá ser equivalente a 600 ft<sup>3</sup> de aire libre por hora para cada 4200 Gal. por hora de máxima velocidad de llenado.
  - El requerimiento de capacidad por expiración térmica, Incluyen do evaporación térmica, para una determinada capacidad de tanque y aceites con un flash point de 100°F más alto, deberá ser al menos al mostrado en la columna 3 de la tabla 4.7.
- El resumen de estos cálculos puede hacerse en la forma de espe cificación de válvulas de venteo.

Tabla 4.7 Requerimientos de capacidades por venteo térmico (Expresado en  $\text{ft}^3$  de aire libre por hora -- 14.7 psia a 60°F). (3)

<u>Capacidad Tanque</u>		<u>Inspiración</u> <u>(vacío)</u>	<u>Expiración (Presión)</u>	
<u>Barriles</u>	<u>Galones</u>		<u>flash point</u> <u>100°F ó más</u>	<u>flash point</u> <u>Abajo 100°F</u>
1		2	3	4
60	2,500	60	40	40
100	4,200	100	60	100
500	21,000	500	300	500
1,000	42,000	1,000	600	1,000
2,000	84,000	2,000	1,200	2,000
3,000	126,000	3,000	1,800	3,000
4,000	168,000	4,000	2,400	4,000
5,000	210,000	5,000	3,000	5,000
10,000	420,000	10,000	6,000	10,000
15,000	630,000	15,000	9,000	15,000
20,000	840,000	20,000	12,000	20,000
25,000	1,050,000	24,000	15,000	24,000
30,000		28,000	17,000	28,000
35,000		31,000	19,000	31,000
40,000		34,000	21,000	34,000
45,000		37,000	23,000	37,000
50,000		40,000	24,000	40,000
60,000		44,000	27,000	44,000
70,000		48,000	29,000	48,000
80,000		52,000	31,000	52,000
90,000		56,000	34,000	56,000
100,000		60,000	36,000	60,000
120,000		68,000	41,000	68,000
140,000		75,000	45,000	75,000
160,000		82,000	50,000	82,000
180,000		90,000	54,000	90,000

**HOJA DE ESPECIFICACION  
PARA VALVULA DE VENTEO**

<b>CONDICION DE SERVICIO</b>	1	NO. TAG.	VV-03				
	2	CANTIDAD	UNO				
	3	TANQUE	TV-03				
	4	CAPACIDAD TANQUE	1000 BLS				
	5	FLUIDO	DIESEL				
	6	FLASH POINT					
	7	CUBIERTA GAS INERTE					
	8	TEMP. OPER/MAX °F	77 / 100		/	/	/
	9	PRESSION TANQUE OPER/MAX.	ATM				
	10	FLUJO DE LLENADO	175 GPM				
<b>CAPACIDAD DE VENTEO</b>	11	EXPIRACION DEBIDO A					
		(A) LLENADO - SCFH	1500				
		(B) EFECTO TERMICO - SCFH	600				
		TOTAL EXPIRACION - SCFH	2100				
	12	PRESSION DE AJUSTE	0.5 OZ/IN <sup>2</sup>				
	13	FLUJO DE VACIADO	100 GPM				
	14	INSPIRACION DEBIDO A					
		(A) VACIADO - SCFH	800				
		(B) EFECTO TERMICO - SCFH	1000				
		TOTAL INSPIRACION - SCFH	1800				
<b>CUERPO</b>	15	AJUSTE DE VACIO	0.5 OZ/IN <sup>2</sup>				
	16	DESCARGA A	ATMOSFERA				
	17	VAPOR A SER VENTEADO	HIDROCARBUROS				
	18	DIMENSIONAMIENTO CON ARRESTADOR DE FLAMA.	SI				
	19	MATERIAL DE CUERPO					
	20	MATERIAL DE ASIENTO E INT.					
	21	MATERIAL DIAFRAGMA					
	22	CONEXIONES ENTRADA/SALIDA		/	/	/	/
	23	CARA DE LA BRIDA	150 # I.F.				
	24	TAMANO	3"				
<b>NOTAS</b>							
				PROYECTO			
				LOCALIZACION	CALC.	REV.	APROB.
				PLANTA	UNIDAD	ESPECIFICACION	
				CLIENTE	REV.		

#### 4.4 Seguridad.

La seguridad es un importante aspecto a considerar en la etapa de diseño. Checar con la National Fire Protection Assn. OSHA. Y el Departamento local de incendio para identificar requerimientos específicos y estándares de diseño.

- a) Riesgos.- El combustible está dentro de la clasificación NFPA II y III.
- b) Sistema de Protección.- Estos se protegerán con inyección de líquido espumante administrado por cajas mezcladoras convencionales, debiendo tomarse en cuenta los siguientes factores para diseño:
  - b.1) La relación de aplicación de líquido espumante para cajas mezcladoras de espuma, será de 5 litros por minuto por metro cuadrado de superficie del tanque.
  - b.2) El número mínimo de cajas mezcladoras será según la tabla 4.8.

Tabla 4.8

<u>Diametro de tanque</u> <u>metros.</u>	<u>Número mínimo de</u> <u>cajas.</u>
Menos de 22	1
22 a 33	2
33 a 38	3
38 a 43	4
43 a 49	5
49 a 54	6

Se usará una línea de solución para cada cámara a partir del muro del dique.

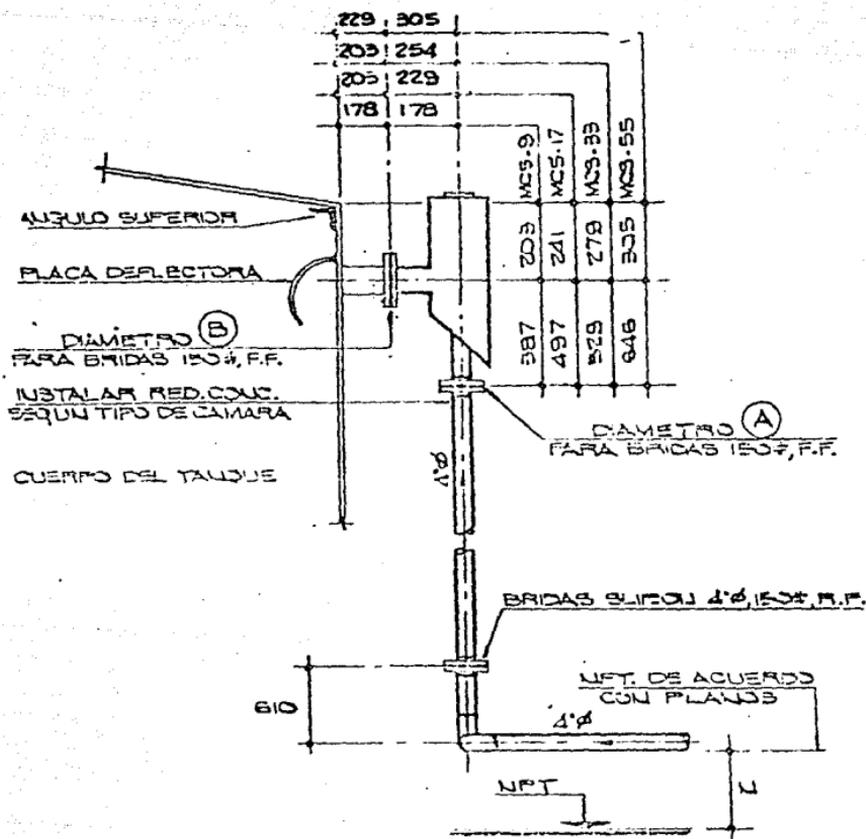
- b.3) El tipo de cámara para la protección de este riesgo será NFPA-Tipo II. El modelo se seleccionará con la presión disponible a la entrada de la cámara y el gasto requerido. En la figura 4.9 se pueden observar las dimensiones y arreglo de la cámara de espuma.
- b.4) La tubería de líquido espumante a la cámara se diseñará de tal modo que la presión disponible a la entrada de dicha cámara -- sea cualquiera comprendida entre 2.1 y 6.3 kg/cm<sup>2</sup>, para tal gas to requerido y considerando una presión de 7 kg/cm<sup>2</sup> en el ini-- cio de la tubería. Además, la velocidad de la solución quedará comprendida entre 1.83 y 3.05 m/seg.
- b.5) Cuando la alimentación a las tuberías de solución se vaya a -- efectuar a través de mangueras en el extremo libre, deberán con tarse con un cabezal de conexiones hembra de 2 1/2" o con rosca de contraincendio (7 1/2 hilos por pulgada). El número de hembras en cada cabezal será según la siguiente tabla:

<u>DIAM. DE LA LINEA</u> <u>DE SOLUCION PULG.</u>	<u>NUM. DE HEMBRAS</u> <u>GIRATORIAS, MINIMO.</u>
2 1/2"	1
3	1
4	2
6	3

#### 4.5 Plano de Localización

##### General

- a) El espaciamento de requerimientos exteriores a unidades de proceso y equipo deberá ser determinado por el uso de la -



TIPO CAMARA	DIAM. (A)	DIAM. (B)
MCS-9	2 1/2"	4"
MCS-17	3"	6"
MCS-33	4"	8"
MCS-55	6"	10"

Fig. 4.9 Típico de Instalación de cámaras de espuma.

tabla 4.10. Todas las elevaciones deberán referirse a las -- elevaciones deberán referirse a la elevación 100.0 que deberá corresponder a un lugar de elevación dado en los planos de loca lización.

**b) Drenaje y alcantarillado**

Un sistema de alcantarillado agua-aceite bajo tierra deberá ser provisto en unidades de proceso para coleccionar y conducir toda - el agua arrastrada, agua de lluvia y posibles derrames de proce so desde áreas pavimentadas del piso y trincheras y los pisos - de cuartos de bombas y compresores.

**c) Pavimento, nivelación y revestimiento**

Camino de acceso y las siguientes áreas deberán ser pavimenta das con concreto:

- a) Las áreas bajo quemadores de aceite u hornos conteniendo -- combustibles.
- b) Las áreas alrededor de las bombas, torres e intercambiado-- res de calor manejando hidrocarburos. Facilidades de drena je deberán ser provistas para recuperar materiales derrama dos.

Todo el pavimento externo e interno deberá estar con pendiente a rejillas cubriendo trincheras de drenaje o áreas de alcantari llas. La mínima pendiente deberá ser 1.0 pulgada (25mm.) en ca da 10 pies (3m.) con una máxima caída de 6 pulgadas (150 mm.). Areas no pavimentadas dentro de los límites de la planta deberá estar debidamente revestida con tierra piedra picada, grava u - otro material local.

Tabla 4.10 Requerimientos de espacio en planos de localización. (18)

RIEgos PIES	Plantas de Proceso alto riesgo	Plantas de Proceso bajo riesgo	Area de Tanques alto riesgo	Area de Tanques bajo riesgo	Carga y Descarga alto riesgo	Carga y Descarga bajo riesgo	Torre de Enfriamiento	Calderas y Estac. de Generación Elec.	Almacén de bajo riesgo	Edificio de Servicios	Cuarto de Control y C.C.M.	Cuarto de Compresores	Quezador Elevado	Recipientes de Proceso	Calentadores a fuego directo	Bombas contra incendio	Hidrantes y Monitores contra incendio	
Planta de Proceso alto riesgo	260	30	75	60	60	45	45	60	45	60	25	15	90	-	25	75	15	
Planta de Proceso bajo riesgo	100	50	75	30	60	30	30	45	15	30	25	15	90	-	15	45	15	
Area de Tanques alto riesgo	250	250			45	30	75	60	75	60	60	60	90	75	60	75	15	
Area de Tanques bajo riesgo	200	100			30	15	60	45	30	30	45	45	90	75	60	60	15	
Carga y Descarga alto riesgo	200	200	150	100	15	15	60	60	45	45	60	60	90	60	60	45	15	
Carga y Descarga bajo riesgo	150	100	100	50	50		45	30	6	30	45	45	90	30	30	30	10	
Torres de Enfriamiento	150	100	250	200	200	150		30	45	30	30	30	90	30	30	0	15	
Caldera y Estac. de Generación Elec.	200	150	200	150	200	100	100		30	30	30	30	90	30	30	0	15	
Almacén de bajo riesgo	150	50	250	100	150	20	150	100	50	30	15	15	90	45	30	60	15	
Edificio de Servicios	200	100	200	100	150	100	100	100	100		15	30	90	30	30	30	15	
Cuarto de Control y C.C.M.	75	75	200	150	200	150	100	100	50	50		15	90	25	15	0	15	
Cuarto de Compresores	50	50	200	150	200	150	100	100	50	100	50		90	15	30	30	15	
Quezador Elevado	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300		90	90	90	15	
Recipientes de Proceso	-	-	250	250	200	100	100	100	150	100	75	50	300		25	75	15	
Calentadores a fuego directo	75	50	200	200	200	100	100	100	100	100	50	100	300	75		75	15	
Bombas contra incendios	250	150	250	200	150	100	0	0	200	100	0	100	300	250	250		15	
Hidrantes y Monitores contra incendio	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	45

Alto riesgo.- Líquidos con flash point abajo de 140°F.

Bajo riesgo.- Líquidos con flash point arriba de 140°F.

1- La distancia entre unidades de proceso es medida desde límites de baterías.

La capacidad del area diqueada deben estar de acuerdo a la tabla 4.10b.

**TABLA 4.10b** Distancia de tanque a dique y tanque a tanque (18)

CARACTERISTICAS LIQUIDOS ALMACENADOS	MIN. DIST. DE TANQUE A BASE DE DIQUE	MIN. DIST. DE TANQUE A TANQUE
FLASH POINT: ABAJO DE 200°F (LIQUIDOS ESTABLES)	5 PIES	1) 1/6 DE SUMA DE Ø'S DE TANQUES COMBINADOS. 2) MINIMO 3 PIES.
FLASH POINT: POR ENCIMA DE 200°F (LIQUIDOS ESTABLES)	NO SE REQUIERE DIQUE EXCEPTO CUANDO EN LA MISMA AREA CONTENGA.  TANQUES CONTENIENDO LIQUIDOS CON FLASH POINT ABAJO DE 200°F ENTONCES 5 PIES.	3 PIES A MENOS QUE DENTRO DE LA MISMA AREA DIQUEADA O PASO DE DRENE DE TANQUES CONTENIENDO LIQUIDOS CON FLASH POINT ABAJO DE 200°F.
LIQUIDOS FLANABLES NO ESTABLES O COMBUSTIBLES.	5 PIES	1/2 SUMA DE Ø'S COMBINADOS

CAPACIDAD DE DIQUE - VOL. DE TANQUE MAS GRANDE Y DESPLAZAMIENTO DE LOS OTROS.

#### 4.6 Arreglo de tuberías

Hay dos caminos para que el aceite entre al tanque, uno en la parte superior del tanque o a un lado. Las líneas en la parte superior -- ofrecen la ventaja que un defecto en la línea de entrada no permite - al aceite regresar fuera del tanque. Si la entrada es en la parte su- perior a través del techo con un lado cerca del techo, la línea de en- trada deberá tener un rompedor de sifón en el tope. En muchos tan- ques de aceites las líneas de entrada en el cuerpo están cerca del fon- do. Este diseño requiere que las líneas de entrada tengan una válvu- la check, esto es más barato que las líneas en la parte superior. (Ver fig. 4.10).

La utilización total del calor contenido en el aceite según entra al tanque de almacenamiento se vuelve más importante como aumento en cos- to de energía. Buen mezclamiento puede ser realizado y localizado en la línea de entrada casi 20" más alta del calentador de succión.

a) **Arreglo de tubería.**- Las tuberías dentro de la planta mueven -- aceite desde el punto de entrada a almacenamiento, y de aquí a la caldera. Los mayores factores a considerar en el dimensionamien- to de la tubería son: localización, longitud y elevación, capaci- dad de bombeo, tipo y viscosidad del aceite, temperatura de bom- beo, aislamiento, trazado y método de operación. La capacidad de descarga de carro tanque y autotanque típicamente están de 120 a 250 GPM a 140-200°F, requiriendo diámetros de tubería entre 3 y 6 pulgadas.

Antes de establecer el tamaño de la línea, asegurar que se conoce cierto número de carros o autotanque que queremos descargar en un

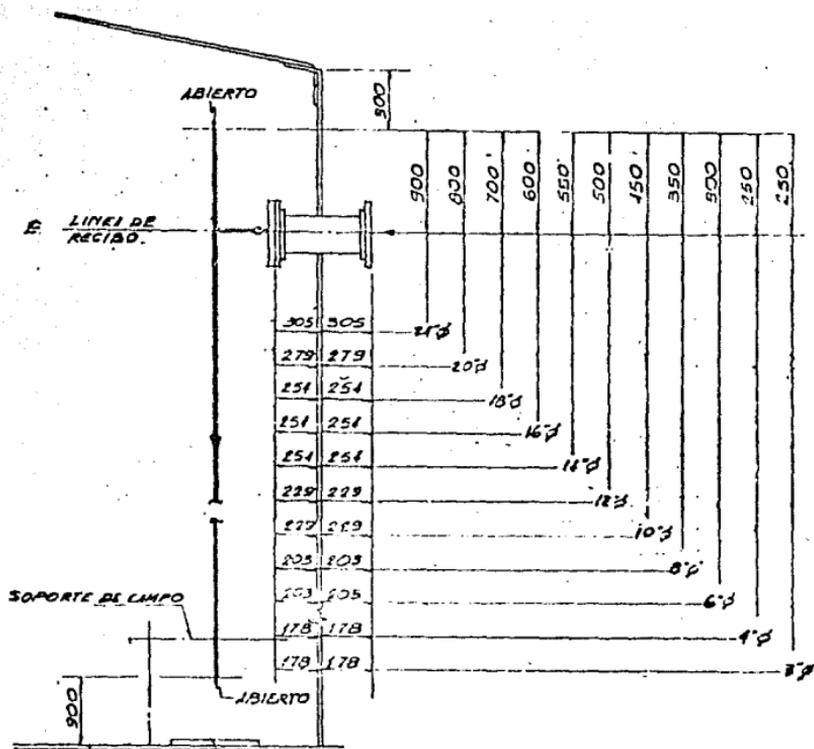


Fig. 4.10 Línea de recibo en tanques.

**MEMORIA DE CALCULO PARA EL ESTUDIO DE DESCARGADERAS  
DE CARROS Y AUTO TANQUE**

MATERIAS PRIMAS	TON/DIA	M <sup>3</sup> /SEM	NO. CARROS SEMANA	NO. CARROS DIA	POSICIONES DE DESCARGA
Combustóleo					
	_____	_____	_____	_____	_____
<b>TOTALES</b>					

- CONSIDERACIONES: (1) Volumen para carros-tanque: 20,000 gals.  
 (2) Volumen para autos tanque: 33,000 lts.  
 (3) No. carros por día No. carros por semana / 5 días.  
 (4) Los datos que se indiquen deberán estar considerados para condiciones normales.

cierto tiempo (ver forma de memoria de cálculo).

Las tuberías pueden estar arriba o abajo del nivel de piso dependiendo sobre el terreno y sitio de congestión.

Las líneas arriba del nivel de piso (1) Son fáciles de instalar (2) Son menos costosas para trazado de calor (3) Provee una elevación visual de su condición y (4) son fáciles para su mantenimiento.

- b) Trazado de calor.- Las tuberías llevando combustóleo o aceite residual deben ser trazadas de calor. El tipo de trazado con vapor o eléctrico dependen de la localización de la línea, el tipo de combustóleo y el medio de calentamiento disponible. Para el trazado con vapor, tubing de cobre o tubo de acero es disponible. El método más simple de trazado para líneas cortas o de longitud media es envolver el tubing alrededor de la tubería. El tubo de acero usualmente es usado para conducir el vapor que será suministrado a cada uno de los trazadores.
- Bajo ciertas condiciones el trazado puede no ser necesario si el volumen de aceite caliente es más grande, y está en continuo movimiento. Pero algunos métodos deben ser disponibles para arranques después de un paro prolongado. Ejemplo: purga de la línea con un aceite destilado ligero justo antes del sistema de paro.
- En la fig. 4.11 puede encontrarse de acuerdo al tamaño del trazador y la temperatura del fluido a ser mantenida; el calor ganado por cada tamaño del trazador que se utilice en  $\text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft.})$ .
- La tabla No. 4.11 muestra el número de trazadores a ser suministrados a las líneas trazadas, para asegurar flujo de un fluido viscoso.

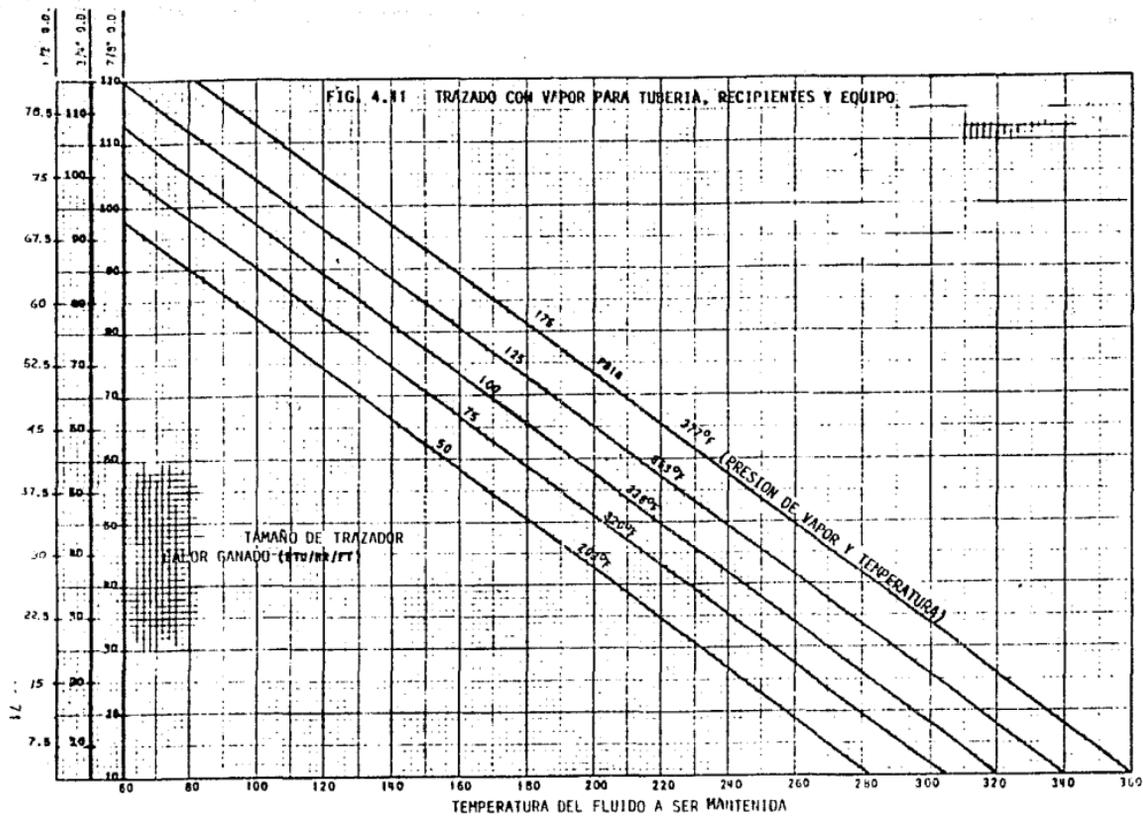


TABLA 4.11

<u>Tamaño de línea</u>	<u>No. de trazadores</u>
1" hasta 4"	1
6" hasta 10"	2
12" hasta 16"	3
18" hasta 24"	4

La tabla No. 4.11 nos muestra el número de trazadores que pueden ser suministrados a partir de varios tamaños de líneas de suministro de vapor.

TABLA 4.12

<u>Tamaño de línea suministro de vapor</u>	<u>O.D. de trazadores</u>			
	<u>3/8"</u>	<u>1/2"</u>	<u>3/4"</u>	<u>7/8"</u>
3/4"	4	2	1	-
1"	7	4	2	1
1 1/2"	16	9	6	3
2"	28	15	10	5

Las figuras 4.12 y 4.13 Muestran típicos detallers para el trazado de tuberías.

Fig. 4.12 Detalle para único trazador.

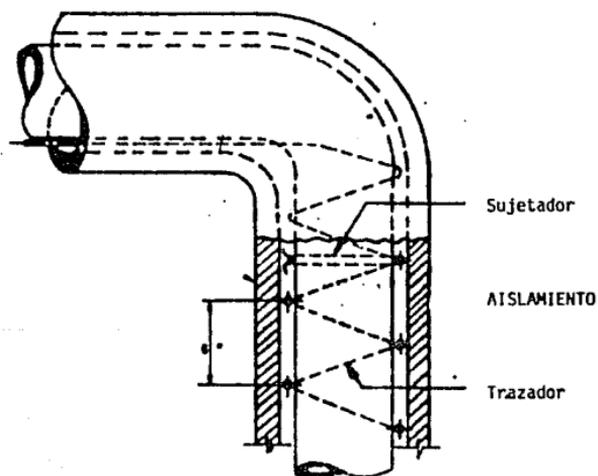
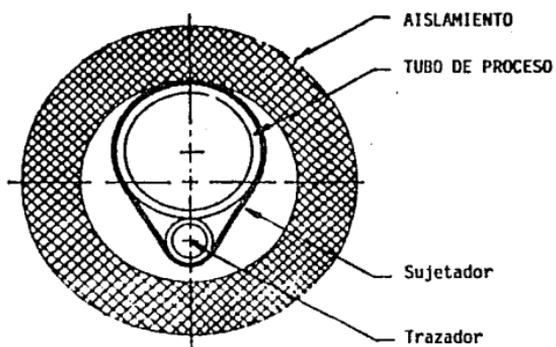
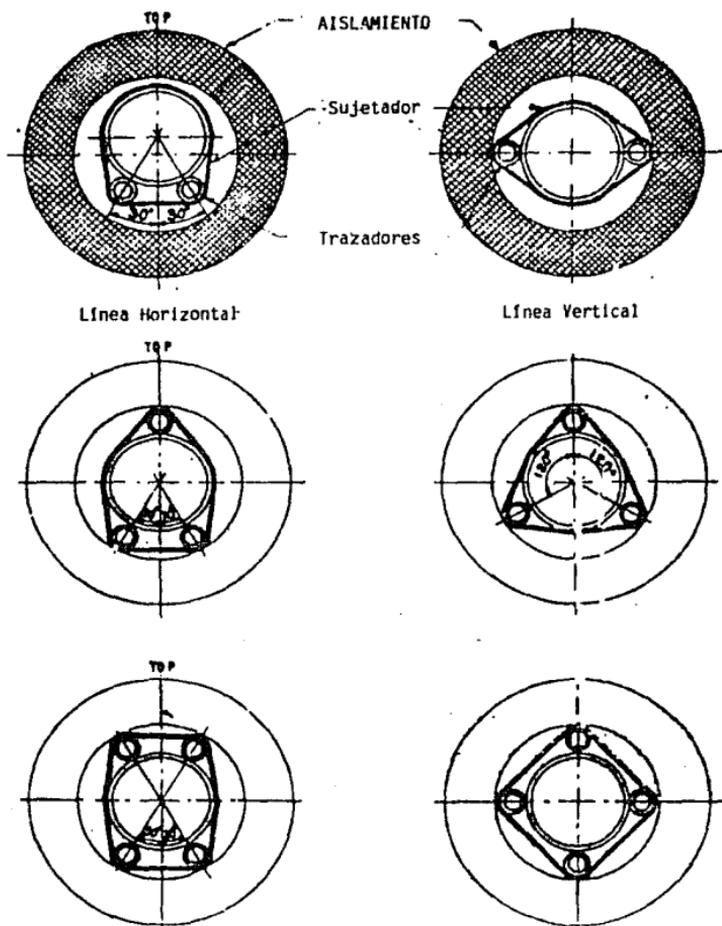


Fig. 4.13 Detalles para multiple trazado-



#### 4.7 Efluentes de agua aceitosa

En un complejo petroquímica debe existir un drenaje aceitoso que conduce agua de desecho, contenido hidrocarburo desde las diferentes plantas, áreas de almacenamiento y de Servicios auxiliares, incluyen drenajes de equipo tales como bombas, compresores, recipientes, condensados contaminados con aceite, purgas de caldera y torres de enfriamiento, limpieza y operaciones de lavado plenaria donde la contaminación de aceite puede existir.

El flujo de este drenaje puede conducirse hasta una área de tratamiento de efluentes, donde puede ser tratado através de mallas de retención, separadores de placas corrugadas con carcamo de separación de aceite. Estos aceites recuperados se pueden enviar a tanques para su posterior incineración. Ver la figura 4.14 donde se muestra un diagrama esquemático para tratamiento de un efluente aceitoso.

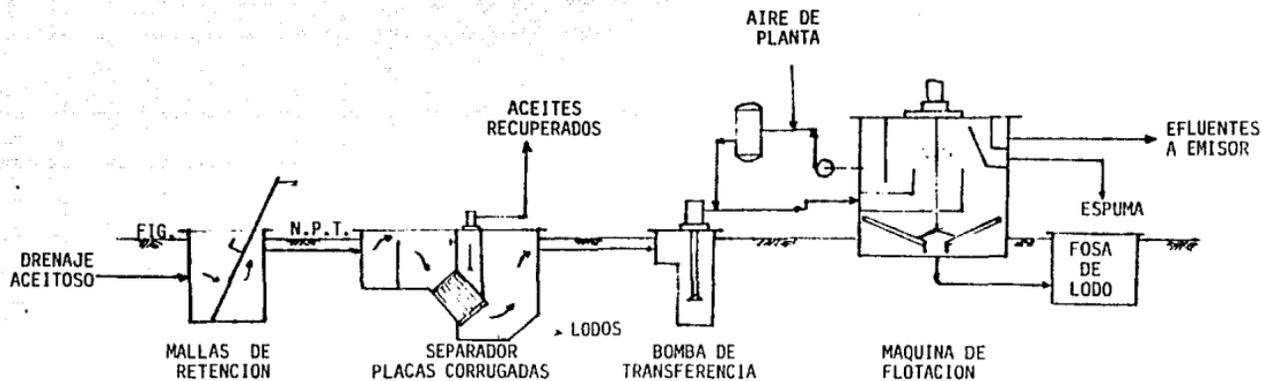


FIG. 4.14 Diagrama esquemático para tratamiento de efluentes aceitoso.

#### 4.8 RESUMEN DE EJEMPLOS DE CALCULO.

a) Estimación consumo de combustóleo a calderas.

a.1) Consumo combustóleo para caldera con capacidad de 199760 Kg/hr.

de 59.775 Kg/cm<sup>2</sup> y 482.3°C Utilizando la ecuación.

$$W_s \times (h - h_f) = W_f \times F_e \times e_b$$

donde:  $W_s$  = Flujo de vapor en caldera, Kg/hr. = 199760

$h$  = Entalpfa de vapor @ 59.77 Kg/cm<sup>2</sup> y 482.3°C, Kcal/Kg. = 806.4

$h_f$  = Entalpfa agua aliment. @ 100°C, Kcal/Kg = 99.9

$F$  = Poder calorífico, Kcal/Kg. = 10212.

$e_b$  = Eficiencia de la unidad de generación = 0.87

$W_f$  = Flujo de combustible, Kg/hr.

Sustituyendo los valores en ecuación anterior.

$$W_f = \frac{199760 \times (806.4 - 99.9) \text{ Kcal/Kg}}{10212 \text{ Kcal/Kg.} \times 0.87} = 15885 \text{ Kg/hr.}$$

a.2) Capacidad de descarga y recibo de combustóleo, del diagrama de balance No. 01 se observa que el combustóleo, sólo se consume en las calderas, por lo que el consumo total es:

$$W_f = 30784 \text{ Kg/hr.}$$

$$\text{Consumo diario Nor.} = 30784 \frac{\text{Kg.}}{\text{seg}} \times \frac{24\text{hr}}{1 \text{ día}} = 738816 \text{ Kg/día.}$$

Con el dato anterior se observa que la capacidad de consumo es alta, por lo que es más práctico recibir el combustóleo por carros de ferrocarril.

a.3) No. posiciones de descarga de Carros Tanque, capacidad de C/T = 75.7 M<sup>3</sup>.

TON/DIA	M <sup>3</sup> /SEM	NO. C-T/SEM	NO. C-T/DIA	POSC. DESC.
738.81	5171.7	68.3	14	16

$$\text{NO. DE CARROS/DIA} = \text{NO. CARROS SEMANA/5 DIAS} = 68.3/5 = 13.66$$

Para diseño se consideran 16 posc. de descarga.

- a.4) El recibo de combustóleo de carros-tanque se hará a través de canales y fosa de combustóleo, de donde succionarán las bombas de transferencia.

De acuerdo al nivel de líquido en C-T y las pérdidas por fricción en el trayecto hasta la fosa se estima una flujo de 454.2 M<sup>3</sup>/hr.

- Dimensiones de canales y fosa. Se tendrá un tiempo total de descarga de:

$$Q = \text{Capacidad C-T} \times \text{No. C-T} / 454.2 \text{ M}^3/\text{hr.}$$

$$Q = 75.7 \times 14 / 454.2 = 2.33 \text{ hrs.}$$

- Si desalojamos el combustóleo de la fosa a una capacidad de 181.68 M<sup>3</sup>/hr. (dos bombas de 90.84 M<sup>3</sup>/hr).

$$181.68 \text{ M}^3/\text{hr.} \times 2.33 \text{ hr.} = 423.31 \text{ M}^3.$$

Entonces el volumen acumulado en la fosa más canales será:

Volumen total C-T - Volumen desalojado = Vol. Fosa + Vol. Can.

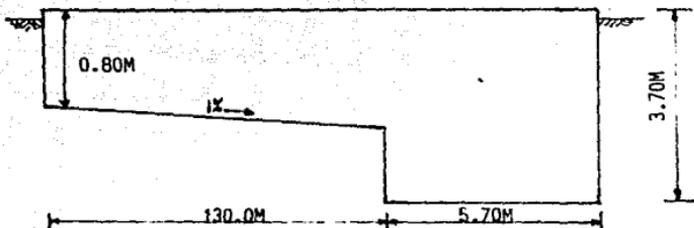
$$1059.8 \text{ M}^3 - 423.31 \text{ M}^3 = 636.49 \text{ M}^3.$$

- Se requieren dos canales para recibir las descargas de 8 C/T cada uno; con las siguientes dimensiones:

$$\text{ancho} = 0.80 \text{ Mts.}$$

$$\text{altura} = 0.80 \text{ Mts.}$$

$$\text{longitud} = 130 \text{ Mts.}$$



$$\text{Volumen de canales} = 0.80 \times (0.8 \times 130 + (130 \times 130 \times 0.01/2))$$

$$\text{Vol. can.} = 146 \text{ M}^3 \text{ por canal}$$

$$\text{Volumen de 2 canales} = 2 \times 146 \text{ M}^3 = 292 \text{ M}^3.$$

$$\text{Volumen de la fosa} = 636.49 - 292 = 344.5 \text{ M}^3.$$

Altura = 3.4 Mts.; ancho = 5.70 Mts; Long. 18.0 Mts.

- b) Cálculo de Pérdidas de calor y vapor necesario para mantener el combustóleo a una temperatura que pueda manejarse.
- b.1) Cálculo de cuanto calor se pierde del C/T a la atmósfera.

- De ecuación 10.10 del Kern, el coeficiente de convección al aire para cuerpo y tapas del C/T se calcula de la siguiente manera:

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

donde  $\Delta T$  = Temp. Fluido - Temp. ambiente

suponiendo  $T_{\text{min. amb.}} = 4.44 \text{ C} = 40^\circ\text{F}$ .

y temp. combustóleo = 65.555 C = 150 °F.

$$h_c = 0.3 (150-40)^{0.25} = 0.97$$

- Coeficiente de radiación.

$$h_r = \frac{0.173 \times \epsilon [(T_{1,\text{abs}}/100)^4 - (T_{2,\text{abs}}/100)^4]}{T_{1,\text{abs}} - T_{2,\text{abs}}}$$

Suponiendo una emisividad de 0.8, para acceso al carbón  $T_{1,\text{abs}} = 150^\circ\text{F}$  y  $T_{2,\text{abs}} = 40^\circ\text{F}$ .

$$h_r = \frac{0.173 \times 0.8 [6.10^4 - (5.0)^4]}{150 - 40} = 0.956$$

- Pérdidas combinadas.

$$h_c + h_r = 0.97 + 0.956 = 1.956$$

$$\text{Pérdidas de calor total} = (h_c + h_r) \times A \times C/T \times \Delta T$$

$$\emptyset = 108"/12 = 9' \quad A_T = \frac{2\pi D^2}{4} + \pi \times D \times L$$

$$A_T = \frac{2 \times 3.14 \times (9')^2}{4} + 3.14 \times 9' \times 40 = 1257.6 \text{ ft}^2$$

$$Q_t = 1.926 \times 1257.6 \times 110 = 2664.35 \text{ BTU/hr.}$$

$$Q_t = 67141.65 \text{ Kcal/hr.}$$

- Consumo de vapor por C/T.

$$W_{\text{vapor}} = \frac{Q_t}{\lambda}$$

$$\lambda = 502 \text{ Kcal/Kg.} \quad @ \quad 4.57 \text{ Kg/cm}^2$$

$$W_{\text{vapor}} = \frac{67141.65 \text{ Kcal/hr}}{502 \text{ Kcal/Kg.}} = 133.8 \text{ Kg/hr}$$

Consumo Total de los 16 qt

$$W_{\text{total vapor}} = 16 \times 133.8 = 2140.8 \text{ Kg/hr.}$$

b.2) Cálculo de cuanto calor se pierde en los canales y fosa de combustión.

$$T_{\text{amb.}} = 4.4^\circ\text{C}$$

- Coeficientes de transferencia para paredes, piso y techo, para paredes y piso  $U = 0.5 \text{ BTU/hr. ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$  (Fig. 4.4).

para techo  $U = 0.7 \text{ BTU/hr. ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$  (Fig. 4.4)

area techo  $A_t = \text{Techo canales} + \text{Techo fosa.}$

$$A_t = 2 \times (130 \times 0.80) + (5.7 \times 18) = 310.6 \text{ M}^2$$

- Calor total perdido en fosa y canales.

$$q_1 = 310.6 \text{ M}^2 \times 3.36 \text{ Kcal/hr. M}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \cdot (65.55 - 4.4) .$$

$$q_1 = 63817.0 \text{ Kcal/hr.}$$

$$q_2 = 916.44 \times 3.62 \times (65.55 - 4.4) = 202866 \text{ Kcal/hr.}$$

$$q_3 = 310.6 \times 3.62 \times (65.55 - 4.4) = 68755.4 \text{ Kcal/hr.}$$

$$q_t = 335438.4 \text{ Kcal/hr.}$$

- Consumo de vapor.

$$W_{\text{vapor}} = \frac{335438.4 \text{ Kcal/hr.}}{502 \text{ Kcal/Kg.}} = 668.2 \text{ Kg/hr.}$$

b.3) Cálculo consumo de vapor en tanque de 20000 BIs.

$$\text{Diametro} = 60' - 0'' \quad H = 40' - 0''.$$

$$\text{Temperatura operación} = 150^\circ\text{F.}$$

Fluido = combustóleo pesado No. 6.

Pérdidas de calor @ 150°F  $\mu = 400$  cps (apéndice C.1a)

$$\text{Area de pared} = 700.11 \text{ M}^2.$$

$$\text{Area Techo} = 262.54 \text{ M}^2$$

$$\text{Area de piso} = 262.54 \text{ M}^2.$$

considerando tanque con 2" de aislamiento y  $\Delta T = 110^\circ\text{F}$ , de

fig. 4.6, las pérdidas de calor en pared es de:

$$22 \text{ BTU/hr. ft}^2 \times \frac{0.252 \text{ Kcal}}{1 \text{ BTU}} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{(0.3048)^2 \text{ M}^2} = 59.67 \text{ Kcal/hrM}^2$$

Calor, perdido en pared húmeda:

$$q_w = 59.67 \text{ Kcal/hrM}^2 \times 700.11 \text{ M}^2 = 41775.6 \text{ Kcal/hr.}$$

Calor perdido en Techo: de fig. 4.4, 100% lleno

$$U = 0.7 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \times 4.8 \frac{\text{Kg cal}}{\text{hr M}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \times \frac{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{\text{BTU}} = 3.36$$

$$q_t = 3.36 \text{ Kcal/hr M}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \times 262.54 \text{ M}^2 \times 61.1^\circ\text{C} = 53898.4 \text{ Kcal/hr}$$

Calor perdido en piso:  $U = 0.5 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$U = 0.5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \times 4.8 \frac{\text{Kg-cal}}{\text{hr M}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \times \frac{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{\text{BTU}} = 2.4$$

$$q_p = 2.4 \times 262.54 \text{ M}^2 \times 61.1 \text{ } ^\circ\text{C} = 38498.9 \text{ Kcal/hr.}$$

Calor total:

$$q_c = 41775.6 + 53898.4 + 38498.9$$

$$q_c = 134172.9 \text{ Kcal/hr.}$$

Consumo de vapor de baja @  $4.57 \text{ Kg/cm}^2$ .

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

$$\lambda = \text{Calor latente @ } 4.57 \text{ Kg/cm}^2, \text{ Kcal/Kg.} = 502.$$

$$W = \frac{134172.9 \text{ Kcal/hr}}{502 \text{ Kcal/Kg}} = 267.3 \text{ Kg/hr.}$$

**b.4) Cálculo del consumo de vapor en calentadores finales de combustión.**

Primero se define la capacidad de bombas que alimentan a la caldera, de Tabla 4.

$$W_f = 32313 \text{ Kg/hr} \times 1.25 = 40391 \text{ Kg/hr.}$$

Carga térmica a calentadores finales.

$$W = 40391 \text{ Kg/hr.}$$

$$T_2 = 121.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 65.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0.48 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$q = W_f \times C_p \times (T_2 - T_1).$$

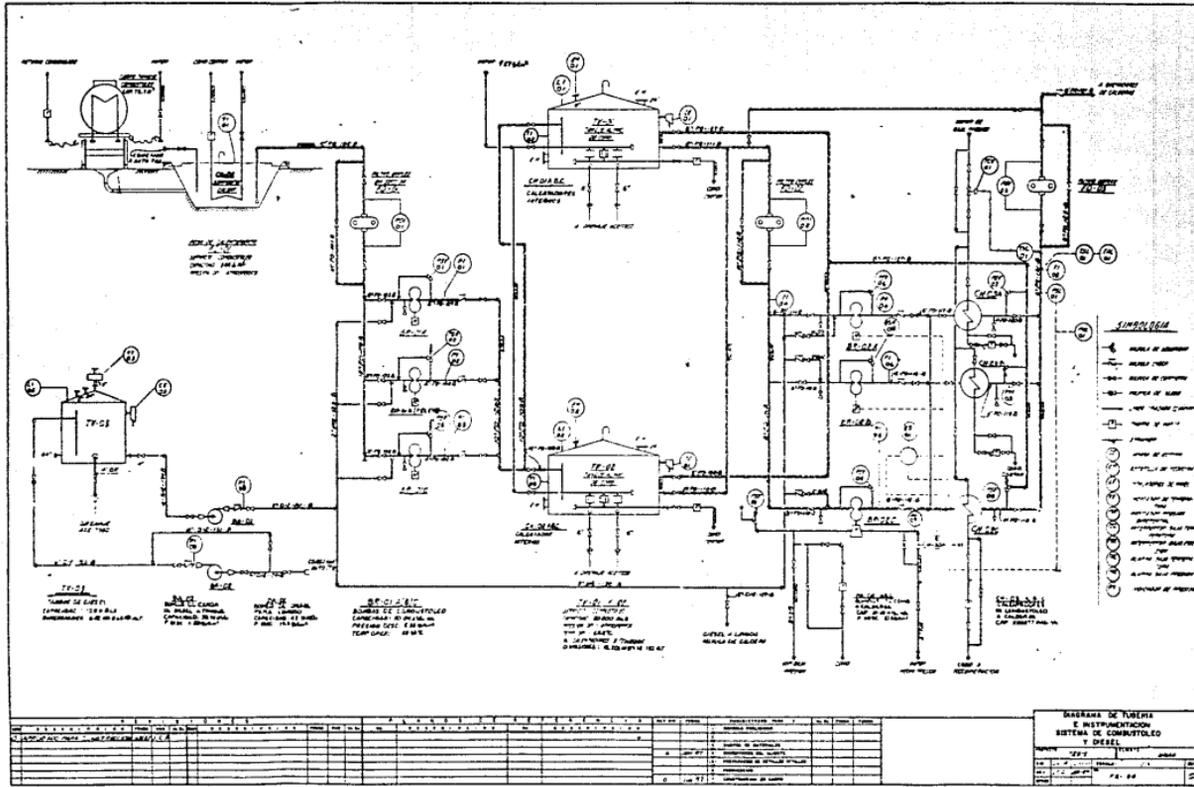
$$q = 40391 \times 0.48 \times (121.1 - 65.5) = 1077955 \text{ Kcal/hr.}$$

Consumo de vapor:

$$W = \frac{q}{\lambda} = \frac{1077955 \text{ Kcal/hr}}{502 \text{ Kcal/Kg.}}$$

$$W = 2147.3 \text{ Kg/hr.}$$

- c) Ver lista de líneas, hoja de datos del recipiente y las especificaciones de tubería.
- d) Ver la hoja de datos de proceso de Instrumentos.
- e) Ver el Diagrama de Tubería e Instrumentación FQ-100.



DATOS DE PROCESO DE INSTRUMENTOS

DIAGRAMA DE FLUJO DE INSTRUMENTO N° FQ-100

PROYECTO	FECHA	ESCALA	ESTACION
C-1		C-1	...
C-2		C-2	...
C-3		C-3	...

INSTRUMENTO N° Y SERVICIO	DIAM NOM DE LÍNEA	TIPO DE FLUIDO Y ESTADO	FLUJO NOMINAL LB/HR	% DE FLUIDO DENS REL			P.N.	PR. O.P.	TEMP	MATERIALES	VALVULAS	CONEXIONES	OTROS	MONTAJES	PRESION		TEMPERATURA		ANÁLISIS	OTROS	NOTAS Y/O ANLISIS DE SWITCHES DE ALARMA PARRA	REVISIONES
				MAX	MIN	OPF									COND	110	111	112				
PI-01	8"	COMBUSTIB													150	75						
PI-02	8"																					
PI-03	8"																					
PI-04	6"														150							
PI-05	6"																					
PI-06	6"																					
PI-07	2"	VALE DE VAP													500	275						
PI-08	2"														AMB	150						
PI-09	4"														AMB	24						
PI-09	4"																					
PI-01	12"	COMBUSTIB													150	170						
PI-02	8"					1.0	0.98															
PI-03	6"														250	140						
PI-01	8"	COMBUSTIB	40000			1.0	0.98								150	75						
PIV-02	8"																					
PIV-03	8"																					
PIV-04	8"		3000																			
PIV-05	6"																					
PIV-06	6"																					
PIV-07	4"														250	140						
PIV-08	4"																					
PIV-09	4"																					
PIV-10	2"	VALE DE VAP													200	65						
PIV-10	2"																					
TI-01		COMBUSTIB													150	170						
TI-02																						
TI-03																						
TI-04	8"														250	140						
TI-05	6"																					
TI-01	6"	COMBUSTIB													250	140						
TAL-01	6"																					
TAL-01	6"																					
TAL-01	6"	COMBUSTIB				1.0	0.98								250	140						
TAL-01	6"																					
LI-01		COMBUSTIB				1.0	0.98								150	13.5						
LI-02						1.0	0.98															
LI-03						0.99	0.97								150	6.0						
CV-01	2"	VALE DE VAP	750												500	275	250					

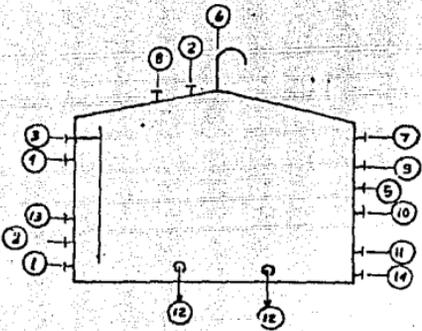
NOTAS Y/O ANLISIS DE SWITCHES DE ALARMA PARRA

EN POSICION DE COMBUSTIB EN TV-01 EN TV-02

A 200° ENVIA SENAL ALARMA 200°

MISSION M. ALIEN 70 PSIG EN TABLADO SIT. M. COMBUSTIB

EN TV-01 EN TV-02 EN TV-03



PROYECTO:   
 DISEÑO DE:   
 CÁLCULO DE:   
 FECHA:

AUTORIZACIONES	
FECHA	ADMINISTRADOR

DATOS DEL RECIPIENTE	
1	CAPACIDAD: 2 (30)
2	MATERIAL: ALUMINUM
3	ESPECIFICACIONES: ASME
4	TEMPERATURA: 100 °C
5	LONGITUD: 10 FT
6	DIÁMETRO: 2 FT
7	TIPO DE TANQUE: ALMACÉN
8	TIPO DE TANQUE: ALMACÉN
9	TIPO DE TANQUE: ALMACÉN
10	TIPO DE TANQUE: ALMACÉN
11	TIPO DE TANQUE: ALMACÉN
12	TIPO DE TANQUE: ALMACÉN
13	TIPO DE TANQUE: ALMACÉN
14	TIPO DE TANQUE: ALMACÉN

TABLA DE ROGUELLAS			
NO.	FECHA	REVISIÓN	REVISOR
1			
2			
3			
4			
5			
6			
7			
8			
9			
10			
11			
12			
13			
14			

TABLA DE ROGUELLAS			
NO.	FECHA	REVISIÓN	REVISOR
1			
2			
3			
4			
5			
6			
7			
8			
9			
10			
11			
12			
13			
14			

15			
16			
17			
18			
19			
20			
21			
22			
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33			
34			
35			
36			
37			
38			
39			
40			
41			
42			
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			

NOTAS  
 1. MANTENER POR BOMBA INTRINSECA


REVISIONES


TANQUE ALMACENAMIENTO DE COMBUSTIBLE

FECHA DE:   
 DISEÑADO POR:   
 REVISADO POR:   
 APROBADO POR:

FACULTAD DE QUIMICA

UNAM

# LISTA DE LINEAS

SECCION: MANEJO DE COMBUSTIBLES  
PCB: JCA

REVISION	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
PCB/PCMA										

DIAGRAMA DE FLUIDO N°

FO-100

REV N° 0

NDJA

DE

REVISION	N° DE LINEA				EXTREMOS DE LA LINEA		OPERACION		DISEÑO		AISLAMIENTO		N° DE ISOMETRICO O PLANO	ESP PARED	OBSERVACIONES
	DIAM	FLUIDO	N° CONSEC.	ESPEC	DE	A	TEMP	PRES	TEMP	PRES	TIPO	ESP			
	12"	FO	100	B	FOSA COMBUSTIBLEO	8"FO-102/103/104	150	ATM			H.C	1/2"			
	10"	FO	101	B	12" FO-100-B	12"FO-100-B	150	ATM			H.C	1/2"			
	8"	FO	102	B	12"FO-100-B	BR-01C	150	ATM			H.C	1/2"			
	8"	FO	103	B	12"FO-100-B	BR-01B	150	ATM			H.C	1/2"			
	8"	FO	104	B	12"FO-100-B	BR-01A	150	ATM			H.C	1/2"			
	8"	FO	105	B	BR-01C	10"FO-108B	150	79			H.C	1/2"			
	8"	FO	106	B	BR-01B	10"FO-108B	150	79			H.C	1/2"			
	8"	FO	107	B	BR-01A	10"FO-108B	150	79			H.C	1/2"			
	10"	FO	108	B	8"FO-105/106/107	TV-02	150	42			H.C	1/2"			
	10"	FO	109	B	10"FO-108B	TV-01	150	42			H.C	1/2"			
	8"	FO	110	B	TV-02	8"FO-111B	150	ATM			H.C	1/2"			
	8"	FO	111	B	TV-01	6"FO-112/113/114	150	ATM			H.C	1/2"			
	6"	FO	112	B	8"FO-111B	BR-02C	150	ATM			H.C	1/2"			
	6"	FO	113	B	8"FO-111B	BR-02B	150	ATM			H.C	1/2"			
	6"	FO	114	B	8"FO-111B	BR-02A	150	ATM			H.C	1/2"			
	6"	FO	115	B	BR-02C	CH-03C	150	150			H.C	1/2"			
	6"	FO	116	B	BR-02B	CH-03B	150	150			H.C	1/2"			
	6"	FO	117	B	BR-02A	CH-03A	150	150			H.C	1/2"			
	4"	FO	118	B	CH-03C	6"FO-121B	250	140			H.C	1/2"			
	4"	FO	119	B	CH-03B	6"FO-121B	250	140			H.C	1/2"			
	4"	FO	120	B	CH-03A	6"FO-121B	250	140			H.C	1/2"			
	6"	FO	121	B	4"FO-118/119/120	QUEM. CALDERAS	250	140			H.C	2"			

**ESPECIFICACION DE TUBERIA**

No. B

**FLUIDOS: GAS COMBUSTIBLE Y COMBUSTOLEO**

**MATERIAL: ACERO AL CARBON**

**PRESION: 275 PSIG DE -20° F HASTA 500° F**

**CORROSION PERMISIBLE: 0.030"**

MATERIAL	TAMAÑO		CEDULA O RANGO	ESPECIFICACIONES	TIPO	REFERENCIA
	DE	A				
TUBERIA	3"	1 1/2"	80	ASTM A-53-B	BISEL	TUBO SIN COSTURA
	2"	1"	40	ASTM A-53-B	BISEL	TUBO SIN COSTURA
	8"	10"	20	ASTM A-53-B	BISEL	TUBO SIN COSTURA
	12"	24"	20	ASTM A-53-B	BISEL	TUBO SIN COSTURA
VALV. COMPUERTA	1 1/2"	1 1/2"	800 #	VOGT SW 12111	S.W.	
	2"	24"	150 #	POWELL 1503	BRID.	
VALV. BOLA	1 1/2"	1 1/2"	600 #	-	ROSC	
	2"	-	150 #	-	BRID.	
VALV. GLOBO	1 1/2"	1 1/2"	1800 #	VOGT SW-12141	S.W.	
	2"	24"	150 #	POWEL 1531	BRID.	
VALVULA RETENCION	1 1/2"	1 1/2"	800 #	VOGT SW-13701	S.W.	TIPO PISTON
	2"	12"	150 #	POWEL 1561A	BRID.	TIPO COLUMPIO
BRIDAS	1 1/2"	12"	150# R.F.	ASTM-A-181-Gr1	W.N.	
	1 1/4"	24"	150# R.F.	ASTM-A-181-Gr1	S.O.	
EMPAQUES	1000S Ø 5		150# R.F.	ASBESTO COMPRIMIDO	2 MM ESP.	
TUERCAS Y TORNILLOS	1000S Ø 5					ASTM-A-194 Gr 2H ASTM-A-193 Gr B7
MISCELANEOS						
CONEXIONES	1 1/2"	1 1/2"	3000 #	ASTM-A-181-Gr1	S.W.	B16 - 11
	2"	12"		ASTM-A-234-Gr WPB	B.W.	ESPESOR SEGUN TUBERIA

REVISION	0				CLIENTE: FACULTAD DE QUIMICA
FECHA	JUN 87				PROYECTO: IESIS
POR	J C A				LUGAR : UNAM

## 5.0 SISTEMA DE GAS COMBUSTIBLE

### 5.1 Condiciones de operación y descripción.

El propósito del sistema de gas combustible es suministrar a todos los consumidores con gas a presión constante y con un valor de calentamiento que no este sujeto a amplias variaciones. El valor de calentamiento del gas natural es aproximadamente de 1000 BTU/SCF, basado en el valor de calentamiento para metano ( $CH_4$ ) que es el mayor constituyente de gas natural. Sin embargo, para permitir necesidades de energía, se producen mezclas de gases combustibles con valores de calentamiento que no pueden ser exactamente de 1000 BTU/SCF. LNG y -- otras mezclas de gases combustibles pueden disminuir el suministro de gas natural.

El sistema incluye tubería de conexión desde fuente de gas combustible, un tanque Knock out, estación de medición, y la tubería de distribución a consumidores. El sistema de gas combustible debe ser suplementado con una reposición de gas LPG.

El gas en el tanque ~~knock~~out es distribuido a una presión controlada, mientras que el gas en exceso es enviado a un flare.

La deshidratación de gas natural es la remoción de agua que está asociada con gas natural en forma de vapor. Sin tratamiento, el agua en la línea cuando se combina con gas natural, fluyendo bajo ciertas condiciones de temperatura, produce cristales de hidratos. Estas partículas parecen hielo o nieve húmeda que virtualmente tapan y detienen el flujo en líneas de transmisión.

Su formación puede ser predecida por las curvas de la fig. 5.1.  
 El gas fluyendo dentro del gasoducto normalmente al llegar al límite de batería del usuario ya está deshidratado. Pero cuando se reduce la presión en la estación de regulación y medición, la humedad puede llegar al punto de rocío, pudiendo dar como consecuencia la formación de hidratos.

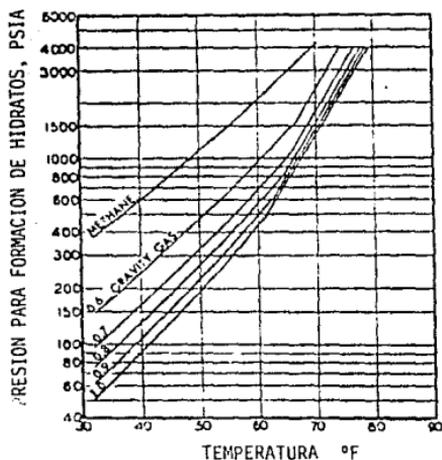


Fig. 5.1 Curvas presión temperatura para predecir formación de hidratos. (12)

La fig. 5.2 presenta datos que pueden ser usados para encontrar condiciones de formación de hidratos y para estimación de expansión permisible de gas natural sin la formación de hidratos.

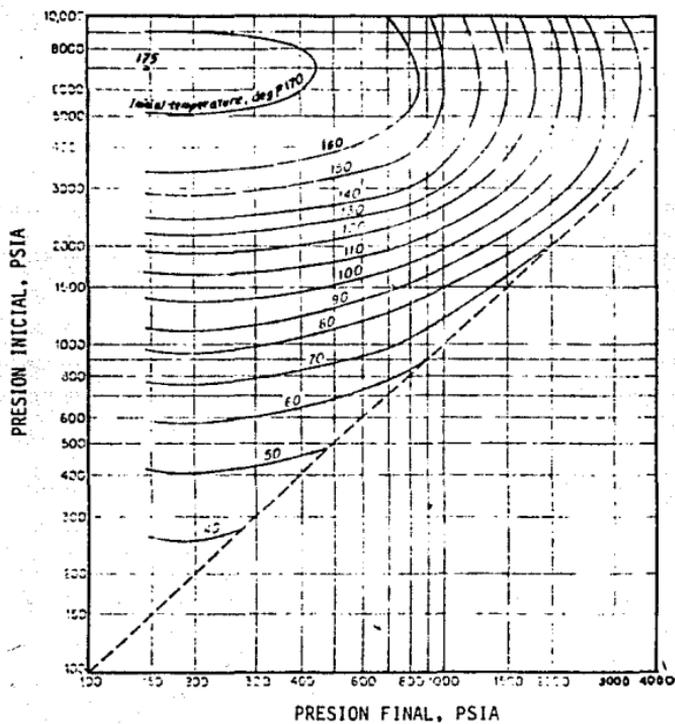


Fig. 5.2 Expansión permisible de gas con gravedad S. de 0.6 sin formación de hidratos. (12)

Las condiciones de operación del gas combustible están generalmente dictadas por los requerimientos del quemador, el rango de presión a la entrada de quemador es casi de 1.0 a 1.8 kg/cm<sup>2</sup> g (14 a 25 psig); una más alta presión puede causar ruido y falla de flama. Es sugerido operar al sistema a presión de 3.5 a 4.5 kg/cm<sup>2</sup> g (50 a 65 psig) en el tanque-knock out dentro de límite de baterías, para tener bastante margen entre presión de operación normal y mínima.

La mínima presión requerida de gas combustible a la entrada de quemadores es de casi 0.03 kg/cm<sup>2</sup> g (0.4 psig). Si gas combustible se usa en una turbina de gas, a presión de gas combustible a la entrada de la turbina debe ser de 11.0 a 13.0 kg/cm<sup>2</sup> g (150 a 190 psig) dependiendo del fabricante de la turbina. Si el gas combustible no es disponible a la presión requerida, entonces un compresor de gas booster debe ser provisto.

## 5.2 Conexión desde línea de alta presión a tanque Depurador.

En la fig. 5.3 se muestra una conexión de tubo lateral a la principal línea de transmisión de alta presión. Válvulas check son usualmente instaladas en estas conexiones así que en casos de emergencia, cuando la válvula de bloqueo cierra, la conexión no actuará como un bypass alrededor de la válvula de bloqueo. Este diseño es para prevenir reducción o pérdida completa de suministro de gas de una línea de tubería principal rota corriente arriba o abajo de la estación de medición.

Una separación es provista a través de un calentador de gas en el cuál la temperatura del gas puede ser aumentada previo a la regulación. El contenido de vapor de agua y la cantidad de reducción de temperatura del gas sea causada por la expansión adiabática del gas durante la reducción de presión a través de los reguladores. De esta manera se prevendrá la formación de hidratos.

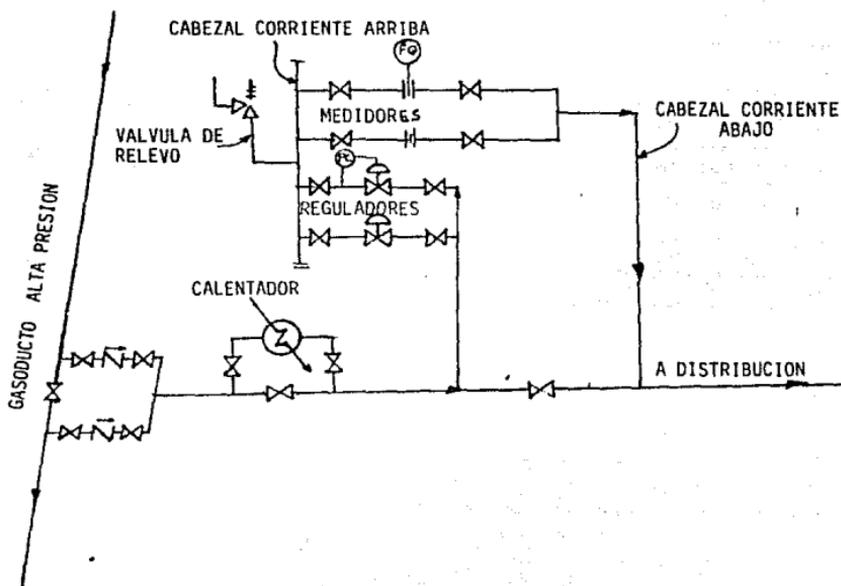


FIG. 5.3 Conexión típica al Gasoducto.

### 5.3 Tanque Depurador

El tanque depurador debe ser provisto corriente arriba de la estación de medición para prevenir que líquido condensado y lodos sean arrastrados en la corriente gaseosa. Los tanques-knock out son generalmente hechos verticales con una máxima relación L/D de 3:1. Relaciones más bajas L/D pueden ser usadas para tanques de más grandes diámetros de tanques si suficiente volumen de líquido es disponible.

a) Determinación del diámetro.- Aquí incluiremos los principios de diseño general que son aplicables a tanques verticales que tienen un espacio vapor.

a.1) Velocidad de vapor crítica.- Teóricamente si una corriente vapor estuviera ascendiendo a esta velocidad, gotas de líquido de un cierto tamaño permanecerán suspendidas sin ningún arrastre de líquido. La siguiente fórmula se usa para calcular la velocidad crítica. ( $V_c$ ):

$$V_c = 0.15 \cdot \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g} - 1}$$

Donde

$V_c$  = Velocidad crítica de arrastre, ft/seg.

$\rho_l$  = Densidad de líquido, lb/ft<sup>3</sup>.

$\rho_g$  = Densidad de vapor, lb/ft<sup>3</sup>.

a.2) Velocidad de vapor permisible.- La velocidad de vapor permisible ( $V_a$ ) es obtenida aplicable un factor a la velocidad crítica ( $V_c$ ).

$$V_a = \text{factor} \times V_c$$

En general los siguientes factores deberán ser usados:

TABLA 5.1

FACTORES DE VELOCIDAD PERMISIBLE

<u>Tipo de tanque</u>	<u>Factor</u>
Tanque vertical knock out sin internos	1.0
Tanque vertical knock out con baffles	1.5
Tanque vertical knock out con malla de alambre horizontal.	2.0

- a.3) Area de flujo vapor.- El área de flujo de vapor de tanques verticales es obtenida dividiendo el flujo de vapor actual por la velocidad permisible usando las unidades consistentes.

$$\text{Area} = \frac{\text{Flujo volumétrico por seg.}}{\text{Velocidad permisible por seg.}}$$

El diámetro del tanque entonces puede calcularse como sigue:

$$\text{Diámetro} = \sqrt{\text{área}/0.785}$$

El diámetro es generalmente redondeado.

- a.4) Altura de separación en el tanque.- La mínima altura de separación es de 2 pies - 6 pulgs., medida desde la línea de tangencia superior al tope de la boquilla de entrada, cuando no hay eliminador de niebla presente. Cuando el eliminador de niebla existe, la distancia desde el fondo del eliminador de niebla a el tope de la boquilla de entrada es mínimo de 18 pulgs.

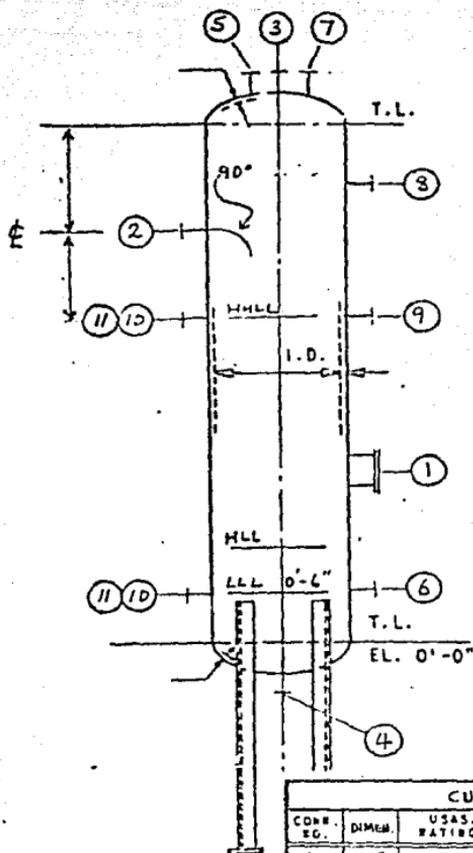
La distancia desde el tope del eliminador a la línea de tangente superior deberá tener un mínimo de 2 pies 6 pulgs. La distancia desde el fondo de la boquilla de entrada a el nivel alto del líquido deberá no ser menor de 1 pie, en servicios donde no exista formación de espuma.

- a.5) Espacio de líquido.- En general, el volumen requerido del tanque para el líquido es función de los requerimientos de residencia. El tiempo de residencia es arbitrariamente definido según el volumen entre alto y bajo de líquido.

Velocidad de acumulación normal baja.- La purga del líquido usualmente se controla manualmente. Se debe proveer bastante volumen de manera que el tanque no tenga que ser vaciado más -- que frecuentemente durante unas ocho horas, o preferiblemente -- un día. Generalmente una altura nominal arriba de la línea de tangente inferior de 8 pulgadas será adecuada.

Velocidad de acumulación normal alta.- La purga del líquido es usualmente bajo control de nivel. La distancia entre alto y bajo nivel es usualmente de 14 pulgadas (correspondiente a las -- conexiones del controlador y generalmente proveer un tiempo de retención para el exceso del requerimiento normal de aproximadamente 2 minutos). Para ver localización de boquillas y conexiones veáse la fig. 5.4.

Fig. 5.4 Típico tanque Knock out



CUADRO DE BOPULLAS				
CONTR. EQ.	DIMEN.	USAS. RATING		NO. REQD
1	18"		ACCESO HOMBRE	1
2	"		ENTRADA GAS COMB.	1
3	"		SALIDA GAS	1
4	"		SALIDA LIQUID/ARRENE	1
5	1"		VENTEO	1
6	1"		PURGA VAPORE	1
7	"		PS V	1
8	"		IND. PRESSION	1
9	"		LSHH	1
10-11	"		LG / LSH(ALARM.)	2

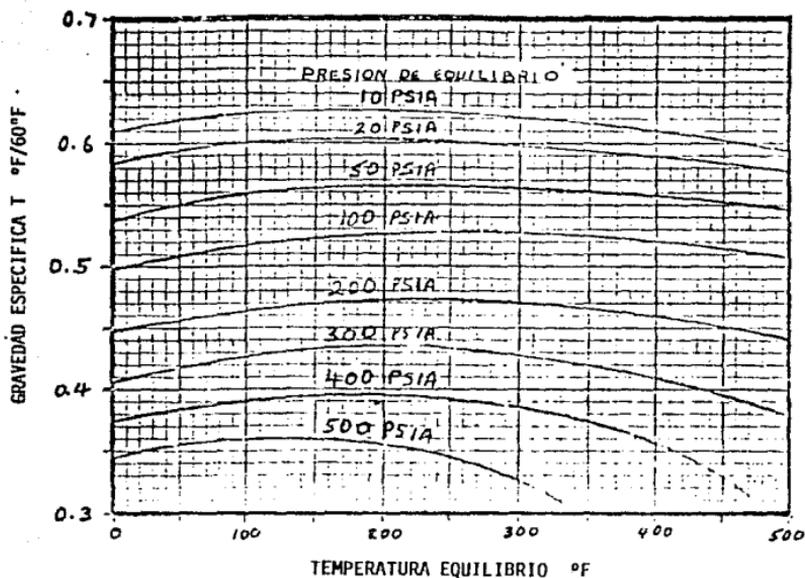


Fig. 5.5 Gravedad específica v.s. T y P de Equilibrio. (4)

Para el cálculo de la velocidad crítica se debe haber usado la gravedad específica líquida del componente, en el vapor a la temperatura y presión de operación. La fig. 5.5 puede ser usada para dimensionar tanques knock out, donde las propiedades del líquido no están caracterizadas.

**5.4 Estación de medición.-** El propósito de una estación de medición es medir volúmenes de gas entregado y control de presión por regulación de la corriente de gas. La apropiada selección del número capacidad y localización de estación de medición depende de la transmisión total, almacenamiento y diseño del sistema de distribución.

En general grandes sistemas de distribución deberán ser suministrados de dos o más estaciones, así que la falla de una estación puede ser sacada por la operación de la otra. La estación debe diseñarse cuidadosamente; ya que es la fuente de suministro de el sistema de distribución.

**a) Regulación de presión del gas.-** La regulación de presión del gas puede ser acompañada, con resorte peso o reguladores operados con piloto. La fig. 5.6 es una sección transversal de un regulador operado con resorte. El tope del diafragma debe ser conectado directamente a el tubo corriente abajo del regulador.

Los reguladores operados con piloto retienen una mínima variación de presión en el ajuste de la presión de salida y además aseguran más exactitud de medición. La fig. 5.7 muestra una sección transversal de un regulador operado con piloto. Con este regulador la presión del gas corriente abajo esta frente un lado del diafragma del piloto y abre o cierra la válvula piloto.

El dimensionamiento de los reguladores deberá tomar en cuenta la calidad deseable usando más de un regulador o un arreglo de bypass así la falla de un regulador no incapacitará la estación.

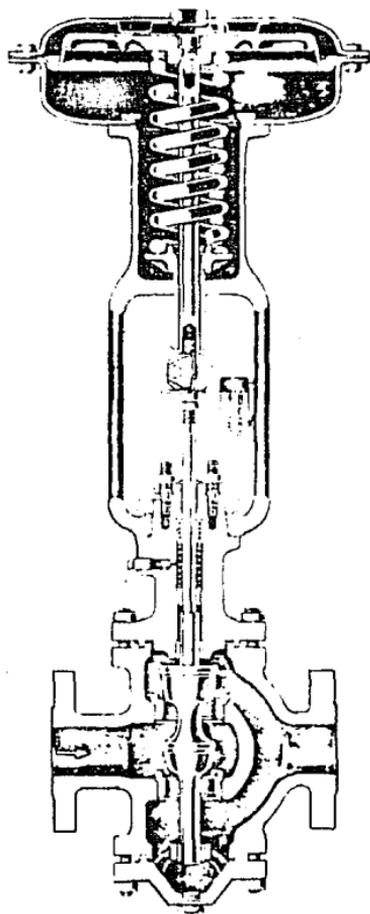


Fig. 5.6 Regulador de gas operado con resorte.

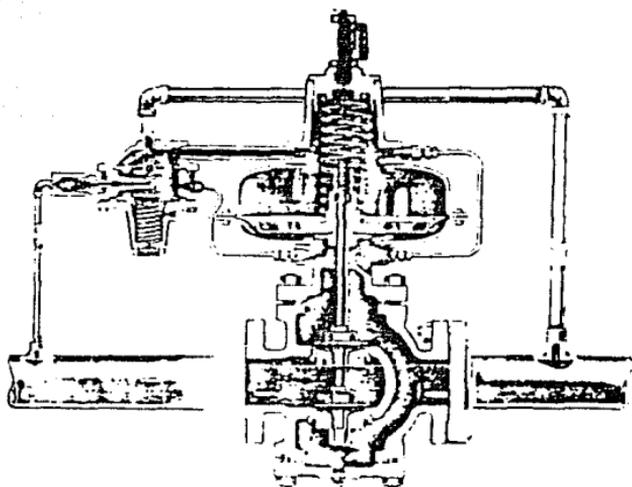


Fig. 5.7 Regulador de gas operado con piloto.

Desde los reguladores de gas, el gas fluye de la corriente -- arriba del cabezal de medición. El cabezal actúa para amortiguar el gas expandido viniendo de los reguladores. Válvulas de relevo de seguridad son instaladas sobre el cabezal descrito. Su función es proteger los medidores y tuberías corriente abajo, contra presiones excesivas en cualquier instante de mal funcionamiento del regulador o falla total. Generalmente el sistema de relevo incluyendo tubería y válvulas, es diseñado para ventear gas a la atmósfera a una capacidad de volumen -- adecuada para retener una mínima presión sobre la corriente -- arriba de los medidores de la estación. La fig. 5.8 muestra una sección transversal de una válvula de seguridad.

- b) Instalación de medidores. - La naturaleza del flujo de gas a través de un orificio y la caída de presión resultante dependen de algunas veces sobre el tipo de flujo patrón que ocurre cerca de la corriente del orificio. En general es necesario eliminar disturbancia en flujo corriente arriba del orificio, -- así que los flujos patrones son dependientes solamente del tamaño del tubo y velocidad de flujo.

Reguladores patrones de flujo causados por disturbios en una tubería puede ser conducido a el patrón para tubo recto mediante el uso de venas de enderezamiento que darán uniformidad al funcionamiento de medidores de orificio (fig. 5.9). Las especificaciones AGA requieren ( 1) que la máxima dimensión transversal a, no deberá exceder 1/4 diámetro interno del tubo ( 2) que el área seccional cruzada A de cualquier pasaje no deberá

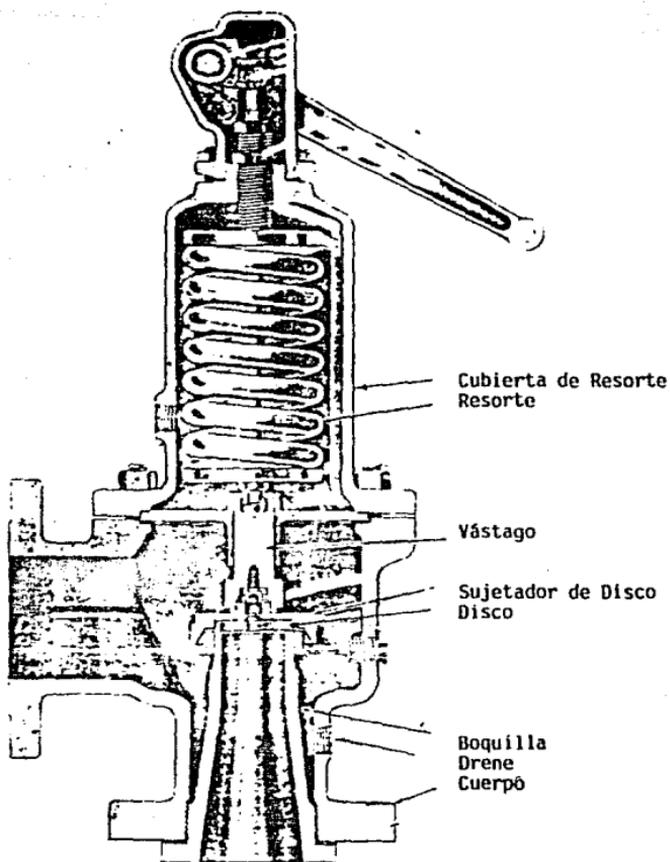


Fig. 5.8 Válvula de seguridad.

exceder  $1/16$  del área seccional del tubo y ( 3 ) que la longitud  $L$  deberá ser al menos 10 veces la dimensión  $a$ .

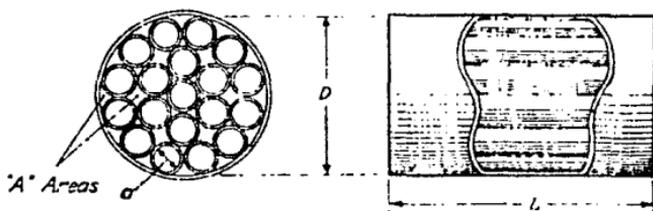


Fig. 5.9 Vena de enderezamiento de flujo.

- c) Placas de medición.- Las placas de medición o de orificio son -- cambiadas cuando el flujo no permite lectura de la diferencial -- del registrador. El rango de flujo para una única placa es casi de 2 a 1 desde 20 a 100 plgs. de diferencial. La fig. 5.10 muestra típicas instalaciones de orificios y placas. Tipos especiales de instalación permiten pronto cambio de placas de orificio cuando el medidor está bajo presión, mediante porta placas (fig. 5.11).

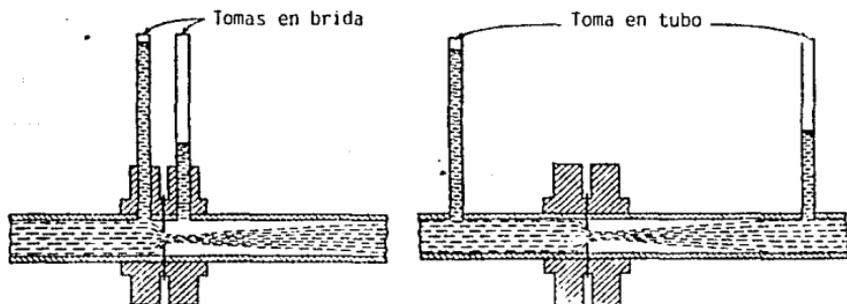


Fig. 5.10 Medidores de orificio.

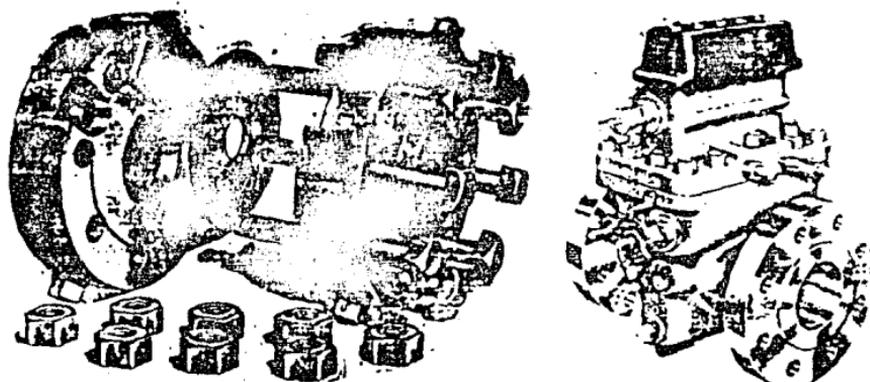


Fig. 5.11 Placas de orificio y portaorificio.

- d) **Medición de temperatura.**- La temperatura es frecuentemente medida por un termómetro de mercurio en vidrio insertado en un pozo corriente abajo de el orificio o corriente arriba de la vena de en derezaamiento. Registradores son usados con el elemento sensible en el pozo cuando un registro continuo es deseado (fig. 5.12).

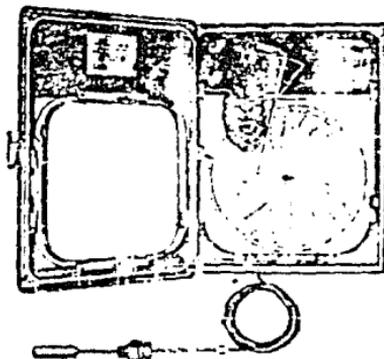


Fig. 5.12 Registrador de temperatura

## 5.5 Diseño de tubería

Hoy en día una tubería es diseñada a diámetro máximo con un número de mínimo de estaciones de compresión para no exceder una unidad de costo razonable de transportación a la demanda presente del mercado.

- a) **Fórmula de flujo.**- La fórmula de Panhandle es de mucho uso común en la industria del gas natural para diseño de líneas de tubería. La fórmula de Panhandle puede escrita como sigue:

$$Q = 435.87 \cdot E \left( \frac{T_o}{P_o} \right)^{1.07881} \left( \frac{P_1^2 - P_2^2}{G \cdot 0.8539 \cdot T \cdot L} \right)^{0.5} d^{2.6182}$$

donde:

Q = Capacidad de flujo medida a  $T_o$  y  $P_o$ ,  $\text{ft}^3/\text{día}$

E = Eficiencia de tubería.

$T_o$  = Temperatura base, °R.

$P_o$  = Presión base, psia.

$P_2$  = Presión en tubería salida, psia.

$P_1$  = Presión en tubería entrada, psia.

G = Gravedad de gas.

T = Temperatura media fluyendo; °R

L = Longitud de tubería en millas.

d = Diámetro de tubo interno, pulg.

Sustituyendo

$T_o = 60 \text{ °F} + 460 = 520 \text{ °R}$

$P_o = 14.735 \text{ psia.}$

$T = 60 \text{ °F} + 460 = 520 \text{ °R}$

$G = 0.60$

La ecuación se vuelve

$$Q = 833 \cdot E \left( \frac{P_1^2 - P_2^2}{L} \right)^{0.5394} \cdot d^{2.6182}$$

La eficiencia de la tubería puede variar entre 85 y 95% y un valor promedio de 92% es frecuentemente usado.

Si la pared interna del tubo fuera limpia y lisa y si la tubería está en condición perfecta, una eficiencia del 100% puede ser obtenida.

Una fórmula usada ampliamente en la industria del gas natural en la fórmula de Spitzglass. Para presiones no excediendo una psig, la fórmula puede ser expresada como sigue:

$$Q_1 = 3550 K \left( \frac{h}{GL} \right)^{1/2}$$

donde:

Q = Flujo a 14.73 psia y 60 °F, en ft<sup>3</sup>/hr.

h = Caída de presión en pgs. de agua.

G = Gravedad específica del gas.

L = Longitud del tubo, en ft.

$$K = \left( \frac{d^5}{1 + 3.6/d + 0.03d} \right)^{1/2}$$

b) **Caída de presión.**- Las caídas de presión están en el rango de 0.2 a 0.5 psi/100 ft. Más altas caídas de presión reducirán el tamaño de tubería y el gas para en la tubería.

Un reducido paro de gas resultaría en una más abrupta distur  
bancia en presión a el quemador cuando la válvula de control  
opera.

Sugerida máxima AP desde fuente principal al tanque depura-  
dor: 5 psi.

Sugerida máxima AP de estación de medición a consumidores:  
5 psi.

Con la fig. 5.12 podemos estimar la caída de presión por --  
flujo de gas en tubería nueva.

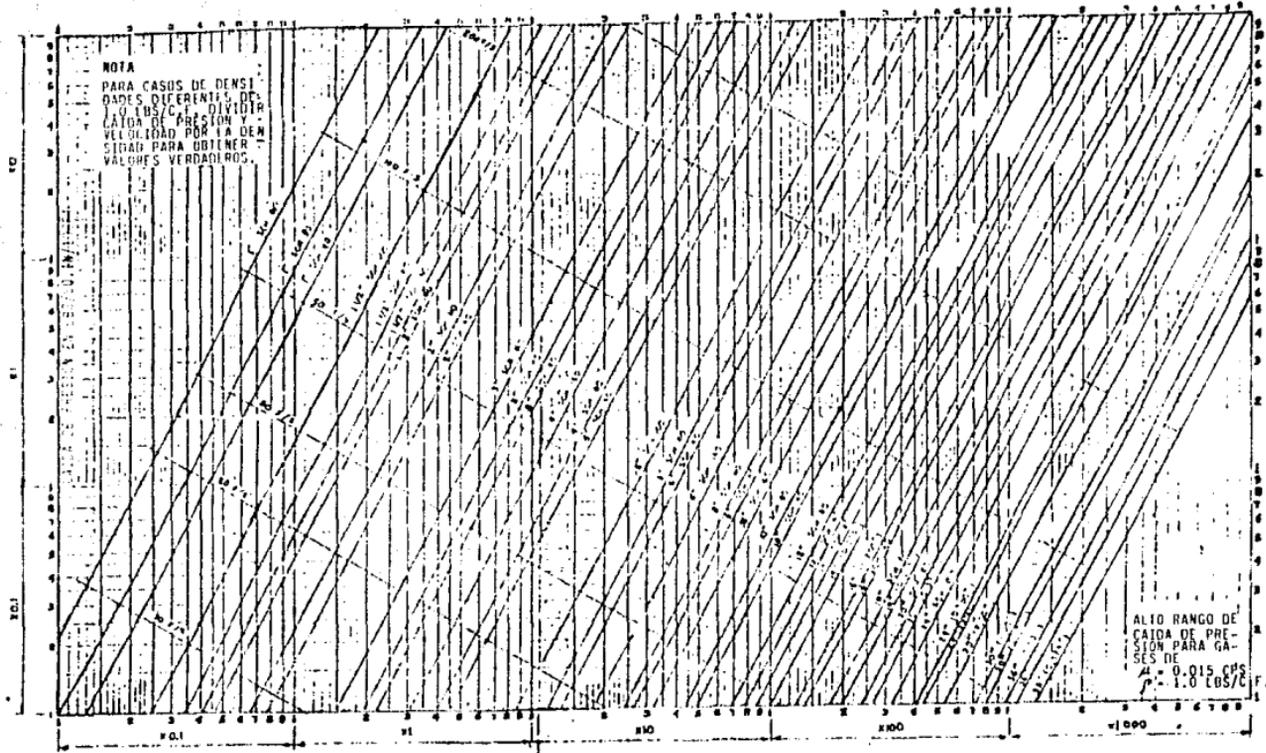
**c) Consideraciones de diseño.-** La tubería del sistema de gas combus  
tible debe ser diseñada para minimizar los problemas de acarreo  
de líquidos y asegurar apropiada distribución de gas entre los --  
consumidores. El sobreacarreo de líquido es minimizado como si--  
gue:

- \* Separar subcabezales y líneas que salen de la parte superior  
del cabezal principal o subcabezales.
- \* Drenes deben proveerse en todos los puntos bajos del sistema.
- \* Tanques knockout provistos cuando el riesgo de condensación  
estén presentes.
- \* Trazado de vapor de todas las líneas corrientes abajo del tan-  
que K.O., para mantener una temperatura en la pared del tubo -  
de 45°F por arriba del más alto punto de rocío del gas combus-  
tible quemado.

Subcabezales alimentando en cierto número de quemadores debería  
ser dimensionado de acuerdo a las siguientes reglas:

- \* Velocidad máxima del gas deber ser menor de: 100 ft/seg.

FIG. 5.12 Caída de Presión para Flujos de gas.



• El área seccional transversal del cabezal igual o más grande que la suma de las áreas seccionales transversales de los quemadores separados.

d) **Sistema de distribución.**- Es buena práctica tomar gas para piloto corriente arriba del calentador o corriente arriba de válvulas de control. Algunas veces sistemas de distribución separados son provistos, uno para gas a pilotos y el otro para gas combustible, con sistema de gas a piloto.

El final de los cabezales de gas deben ser brindados para permitir fácil limpieza de la línea.

e) **Conexión al flare.**- El sistema de gas combustible debe ser conectado al flare para ventear el exceso de gas producido. En adición es necesario asegurar un flujo mínimo continuo del gas al flare.

f) **Especificaciones y diseño.**- Acoplada con la selección de un diámetro de tubería es el establecimiento de la máxima presión de trabajo en las tuberías. La American Society of Mechanical Engineers (ASME) ha publicado una norma que dice la limitación sobre la presión del diseño, dependiendo sobre la especificación de tubería tipo de soldadura y tipo de construcción. La norma es comúnmente llamada la ASA B31.1. El código presenta la siguiente fórmula de diseño de tubería de acero para transmisión de gas y distribución:

$$p = \frac{2Sf}{D} \text{ FET}$$

Donde:

p = presión de diseño psig.

**S** = Mínimo esfuerzo especificado de tubo y psig.

**D** = Diámetro externa nominal de tubo, pulg.

**t** = Espesor de pared nominal, pulg.

**F** = Factor diseño de tipo de construcción.

**E** = Factor de junta longitudinal.

**T** = Factor de error de temperatura.

## 5.6 Resumen de cálculos

- a) Estimación de consumo de gas combustible para la caldera con capacidad de 199760 Kg/hr. @ de Presión 59.775 Kg/cm<sup>2</sup> man. y temperatura de 482.2 °C.

Utilizando la ecuación:  $W_s \times (h - h_f) = W_f \times F \times e_b$

donde:  $W_s$  = Flujo de vapor en caldera, Kg/hr. = 199760

$h$  = Entalpia de vapor @ 59.775 Kg/cm<sup>2</sup> y 482.2 °C  
 $h$ /hr. = 806.3

$h_f$  = Entalpia agua de alimentación @ 100°C, Kg/hr. =  
 99.91

$F$  = Valor de calentamiento grueso, Kcal/m<sup>3</sup> = 9068

$e_b$  = Eficiencia de la caldera = 83%

$$W_f = \frac{W_s \times (h - h_f)}{F \times e_b}$$

$$W_f = \frac{199760 \text{ Kg/hr.} \cdot (806.5 - 99.91) \text{ Kcal/hr.}}{9068 \text{ Kg/m}^3 \times 0.83} = 1875 \text{ m}^3/\text{hr. STD}$$

@ normales  $Q_f = 1875 \times \frac{273}{288.55} = 1774 \text{ m}^3/\text{hr. N.}$

- b) Balance general de gas combustible.

- b.1) Del diagrama de balance No. 01 se obtiene el flujo total de gas combustible al complejo suministrando la corriente ⑧ y ⑦.

$$\text{Flujo Máximo} = \text{⑧} + \text{⑦} = 40013 \text{ m}^3/\text{hr N} + 23607 \text{ m}^3/\text{hr. N.}$$

$$\text{Flujo Máximo} = 63520 \text{ m}^3/\text{hr N.}$$

- c) Dimensionamiento de la tubería.

El tamaño de la tubería desde la fuente de suministro hasta el tanque separador, utilizando la fórmula de Panhandle.

$$Q = 833 \times E \left( \frac{P_1^2 - P_2^2}{L} \right)^{0.5394} \cdot d^{2.6182}$$

donde Q = Capacidad @ 60°F y 14.73 psia, ft<sup>3</sup>/día.

E = Eficiencia de la tubería normalmente 0.92

P1 = Presión de entrada en la tubería, psia.

P2 = Presión de salida en la tubería, psia.

L = Longitud de tubería en millas.

d = diametro interno de tubo, pulg.

$$Q = 63620 \text{ m}^3/\text{hr} \cdot N \times \frac{1 \text{ ft}^3}{(0.3048)^3 \text{ m}^3} \cdot \frac{520 \text{ }^\circ\text{R}}{492 \text{ }^\circ\text{R}} \cdot \frac{24 \text{ hr.}}{1 \text{ día}}$$

$$Q = 56989948 \text{ ft}^3/\text{día.}$$

$$E = 0.92$$

$$L = 4000 \text{ pies} \times 1.893939 \times 10^{-4} \frac{\text{millas}}{1 \text{ Pie}} = 0.7575 \text{ millas}$$

$$P_1 = 70 \text{ Kg/cm}^2 \text{ MAN} \times 14.22 \frac{\text{PSI}}{\text{Kg/cm}^2} + 14.73 \text{ psia} = 1010 \text{ psia}$$

Suponiendo diametro de tubería desde gasoducto a tanque separador de gas de 10" 80, d = 9.56 pulg.

$$\frac{Q}{833 \times E \cdot d^{2.6182}} = \left( \frac{P_1^2 - P_2^2}{L} \right)^{0.5394}$$

$$\frac{56989948}{833 \times 0.92 \cdot (9.56)^{2.6182}} = \left( \frac{P_1^2 - P_2^2}{0.7575} \right)^{0.5394}$$

$$P_1^2 - P_2^2 = 18707.92$$

$$P_2 = 1000.7 \text{ psia}$$

Checando con el valor recomendado de ΔP= 5 PSI, desde fuente de suministro a tanque separador tenemos: ΔP = P1 - P2 = 9.23 psi

Por lo que utilizamos 10" Ø.

d) Dimensionamiento de tanque separador (knock out), este tanque previene que líquido condensado y lodos sean arrastrados en la corriente gaseosa.

d.1) Para determinación del diámetro, utilizamos la fórmula para calcular la velocidad crítica.

$$V_c = 0.15 \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g} - 1}$$

= densidad de líquido en la tubería.

$$\text{Si } S_g = 0.35 \text{ de fig. 5.5} \quad \rho_l = 0.35 \times 62.37$$

$$\rho_l = 21.83 \text{ lb/ft}^3$$

$\rho_g$  = densidad de gas

$$\rho_g = \frac{PM}{359} \times \frac{1010 \text{ psia}}{14.73 \text{ psia}} \times \frac{492 \text{ }^\circ\text{R}}{537 \text{ }^\circ\text{R}} = 2.799 \text{ lb/ft}^3$$

Por lo tanto

$$V_c = 0.15 \sqrt{\frac{21.83}{2.799} - 1} = 0.391 \text{ Ft/seg.}$$

con internos  $V_a = 2 \times 0.391 = 0.782 \text{ Ft/seg.}$

© actuales de  $P = 1000.7 \text{ psia}$  y  $537 \text{ }^\circ\text{R.}$

$$Q = 10.59 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

Por lo que el área de flujo =  $\frac{Q}{V_c}$

$$A_f = \frac{10.59}{0.782} = 13.55 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diámetro} = \sqrt{A_f / 0.785}$$

$$\text{Diámetro} = \sqrt{13.5 / 0.785} = 4.16 \text{ ft}$$

d.2) Altura del tanque.- La mínima altura de separación medida desde la línea de tangencia superior al tanque de la boquilla de entrada es de  $2' - 6''$ . La distancia desde el fondo de la boquilla de entrada a el nivel alto de líquido no debe ser menor de  $1' - 0''$ .

El volumen requerido de tanque cuando normalmente la velocidad de acumulación es alta, la purga de líquido es usualmente bajo control de nivel, la distancia entre alto y bajo nivel es usualmente 14". Ver hoja de datos de proceso del recipiente.

**d.3) Prevención de formación de hidratos.-** En la primera regulación de presión se tendrá una expansión de 980.0 psi a 611 psi; de acuerdo a la figura 5.2 se observa que desde la presión inicial de 980.0 psig y temperatura de 77°F, se puede hacer la expansión sin posibilidad de formación de hidratos. Por lo que para esta estación de medición no se requiere instalar un calentador de gas.

**e) Ver la lista de líneas, hoja de datos del recipiente y las especificaciones de tubería.**

**f) Ver la hoja de datos de proceso de Instrumentos.**

**g) Ver el Diagrama de Tubería e Instrumentación FQ-100.**





**DATOS DE INSERCIÓN DE ESTE INSTRUMENTO**

DIAGRAMA DE TIPO: *A*      MODELO: *250*

CONDICIÓN	PAIS	TÍTULO
C-2	C-B	
C-7	C-B	
C-8	C-B	

TRABAJO: *16A*  
 FACULTAD DE INGENIERÍA: *16A*  
 SEMESTRE: *DS-87*  
 NOMBRE: *LUZAH*

INSTRUMENTO N° Y SERVICIO	DIAS DE LA SEMANA	TIPO DE FLUIDO Y ESTADO	FLUIDO NOMINAL LB/HR	TEMPERATURA	PRESIÓN	VISCOSIDAD	DENSIDAD	PUNTO DE CONGELACIÓN	PUNTO DE CONGELACIÓN			MOLUCIÓN	COMPENSACIÓN	MATERIALES	NOTAS Y/O ANOTE DE EMPLEOS DE ALARMA Y PAIS	REPTADO
									FLUIDO REALIZADO	FLUIDO REALIZADO	FLUIDO REALIZADO					
<i>CIN-206</i>															<i>SECCION 250 PISO</i>	
<i>PAH-207</i>															<i>" " " " "</i>	
<i>PAH-208</i>															<i>SECCION 250 PISO</i>	
<i>PAH-209</i>															<i>" " " " "</i>	
<i>PAH-210</i>															<i>" " " " "</i>	
<i>VP-206</i>	<i>6</i>	<i>AGU COMB</i>													<i>NO SE IDENTIFICAN AL EQUIPO</i>	
<i>VP-207</i>	<i>6</i>															
<i>VP-208</i>	<i>6</i>															
<i>VP-209</i>	<i>6</i>															
<i>VP-210</i>	<i>6</i>															
<i>EP-206</i>	<i>6</i>	<i>AGU COMB</i>	<i>12995</i>							<i>77.200</i>					<i>CON PORTADOR FIELD</i>	
<i>EP-207</i>	<i>6</i>		<i>12995</i>													
<i>EP-208</i>	<i>6</i>		<i>12995</i>													
<i>EP-209</i>	<i>6</i>		<i>12995</i>													
<i>EP-210</i>	<i>6</i>		<i>12995</i>													
<i>EP-206</i>		<i>AGU COMB</i>	<i>12995</i>													
<i>EP-207</i>			<i>12995</i>													
<i>EP-208</i>			<i>12995</i>													
<i>EP-209</i>			<i>12995</i>													
<i>EP-210</i>			<i>12995</i>													
<i>GR-206</i>		<i>AGU COMB</i>	<i>12995</i>												<i>CON PORTADOR FIELD</i>	
<i>GR-207</i>			<i>12995</i>													
<i>GR-208</i>			<i>12995</i>													
<i>GR-209</i>			<i>12995</i>													
<i>GR-210</i>			<i>12995</i>													
<i>LCV-20A</i>	<i>3</i>	<i>FERRUCION</i>	<i>14880</i>							<i>300</i>	<i>300</i>				<i>ALTO NIVEL 21-00"</i>	
<i>LCV-20B</i>	<i>3</i>		<i>14880</i>												<i>ALTO NIVEL 21-00"</i>	
<i>LCV-20C</i>			<i>14880</i>												<i>" " " " "</i>	
<i>LCV-20D</i>			<i>14880</i>												<i>" " " " "</i>	
<i>LCV-20E</i>			<i>14880</i>												<i>" " " " "</i>	
<i>LCV-20F</i>			<i>14880</i>												<i>" " " " "</i>	

# LISTA DE LINEAS

SECCION: MANEJO DE GAS COMBUSTIBLE POR: JCA.

DIAGRAMA DE FLUJO N° FO-200

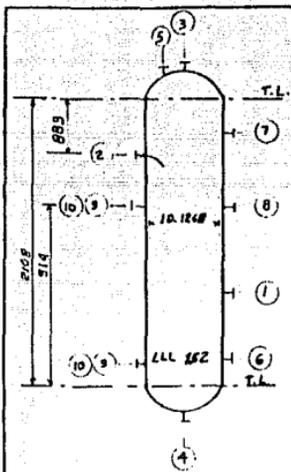
REV. N°

HOJA

DE

REVISION	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FECHA										

REVISION	N° DE LINEA				EXTREMOS DE LA LINEA		OPERACION		DISEÑO		AISLAMIENTO		N° DE ISOMETRICO O PLANO	ESP. PARED	OBSERVACIONES
	DIAM.	FLUIDO	N° CONSEJ.	ESPEC.	DE	A	TEMP.	PRES.	TEMP.	PRES.	TIPO				
											TIPO	ESP.			
	10"	FG	200	C	GRASIFICADO	TL-01B	77	980							
	10"	FG	201	C	10"FG-200C	TL-01A	77	980							
	10"	FG	202	C	TL-01A	01-201	77	980			PP	1"			
	10"	FG	203	C	TL-01B	10"FG-202-C	77	980			PP	1"			
	10"	FG	204	C	PRV-202/PRV-205	ESTACION DE MED.	77	611							
	10"	FG	205	C	10"FG-202-C	PRV-205	77	980			PP	1"			
	6"	FG	206	A	PRV-206	12"FG-212-A	77	214							
	6"	FG	207	A	PRV-207	12"FG-213-A	77	214							
	6"	FG	208	A	PRV-208	12"FG-212-A	77	214							
	3"	FG	209	A	PRV-209	6"FG-211-A	77	576							
	3"	FG	210	A	PRV-210	6"FG-211-A	77	576							
	6"	FG	211	A	FT-209/ET-210	PIA METANOL	77	576							
	1 1/2"	FG	212	A	FT-206/ET-207/ET-208	SERV. AUXILIARES	77	214							



AUTORIZACIONES	
PROYECTO	PREVA
CONSTRUCION	NO
FECHA DE AUTORIZACION	
DATA	

TABLA DE BOQUILAS					
NO.	TIPO	DIAM.	POSICION	PROYECTO	PREVA
1	L			ACERVO DE ALUMINIO	
2	L			ENTRADA DE GAS	
3	L			SALIDA DE GAS	
4	L			ENTRADA DE AGUA	
5	L			ENTRADA DE AGUA	
6	L			SALIDA DE AGUA	
7	L			SALIDA DE AGUA	
8	L			ENTRADA DE AGUA	
9	L			ENTRADA DE AGUA	
10	L			SALIDA DE AGUA	

DAIOS DEL PACIENTE	
1	CAJON DE ALUMINIO
2	CAJON DE ALUMINIO
3	CAJON DE ALUMINIO
4	CAJON DE ALUMINIO
5	CAJON DE ALUMINIO
6	CAJON DE ALUMINIO
7	CAJON DE ALUMINIO
8	CAJON DE ALUMINIO
9	CAJON DE ALUMINIO
10	CAJON DE ALUMINIO
11	CAJON DE ALUMINIO
12	CAJON DE ALUMINIO
13	CAJON DE ALUMINIO
14	CAJON DE ALUMINIO
15	CAJON DE ALUMINIO
16	CAJON DE ALUMINIO
17	CAJON DE ALUMINIO
18	CAJON DE ALUMINIO
19	CAJON DE ALUMINIO
20	CAJON DE ALUMINIO
21	CAJON DE ALUMINIO
22	CAJON DE ALUMINIO
23	CAJON DE ALUMINIO
24	CAJON DE ALUMINIO
25	CAJON DE ALUMINIO
26	CAJON DE ALUMINIO
27	CAJON DE ALUMINIO
28	CAJON DE ALUMINIO
29	CAJON DE ALUMINIO
30	CAJON DE ALUMINIO
31	CAJON DE ALUMINIO
32	CAJON DE ALUMINIO
33	CAJON DE ALUMINIO
34	CAJON DE ALUMINIO
35	CAJON DE ALUMINIO
36	CAJON DE ALUMINIO
37	CAJON DE ALUMINIO
38	CAJON DE ALUMINIO
39	CAJON DE ALUMINIO
40	CAJON DE ALUMINIO
41	CAJON DE ALUMINIO
42	CAJON DE ALUMINIO
43	CAJON DE ALUMINIO
44	CAJON DE ALUMINIO
45	CAJON DE ALUMINIO
46	CAJON DE ALUMINIO
47	CAJON DE ALUMINIO
48	CAJON DE ALUMINIO
49	CAJON DE ALUMINIO
50	CAJON DE ALUMINIO

TANQUE KNOCKOUT  
 FACULTAD DE QUIMICA UNAM

ESPECIFICACION DE TUBERIA						No. C
FLUIDOS: GAS COMBUSTIBLE						
PRESION: 1100 PSIA A 150° F						
CORROSION PERMISIBLE:						
MATERIAL	TAMAÑO DE		CEDULA O RANGO	ESPECIFICACION	TIPO	REFERENCIA
TUBERIA	1"	1"	80	ASTM A-53-B	PLANO	TUBO SIN COSTURA
	1½"	16"	80	ASTM A-53-B	BISEL	" " "
	18"	-	0.75 GSP	ASTM A-671	BISEL	TUBO CON COSTURA
VALV. CUBIERTA	1"	1½"	800 #	WALW 950 SM 297	S. W.	
	2"	24"	600 #	WALW 5232 F-AAA	BRIO	
VALV. MACHO	1"	1½"	1500 #	WALW B-1681	BISEL	
	2"	6"	600 #	WALW B-1648-F	BRIO	
	8"	12"	600 #	WALW B-1644-F	BRIO	
VALV. GLOBO	1"	1½"	800 #	WALW W 5520	S. W.	
	2"	8"	600 #	WALW 5295-F	BRIO	
VALVULA RETENCION	1"	1½"	800 #	WALW 5540 SM	S. W.	TIPO BOLA
	2"	12"	600 #	WALW 5350 F AAA		TIPO BALANCIN
BRIDAS	1"	1½"	600 # RF	ASTM A-105	S. W.	JUNTA ANILLO
	2"	24"	600 #	ASTM A-105	W. N.	JUNTA ANILLO
EMPAQUES	2"	24"	600#	ANSI B16-20	ANILLO METALICO	FORMA OVAL, 90° BIRELL
TUERCAS Y TORNILLOS	10005 Ø S					ASTM A-189 GR 24 ASTM A-193 GR B 7
MISCELANEOS						
CONEXIONES	1"	1½"	3000 #	ASTM A-105	ROSC	
	2"	20"	-	ASTM A-234 Cc WPR	B W.	ESPESOR SEGUN TUBERIA
REVISION	0				CLIENTE : FACULTAD DE QUIMICA	
FECHA	JUN 87				PROYECTO: IESIS	
POR	J C A				LUGAR : UNAM	

## 6.0 CONTROL DE COMBUSTIÓN.

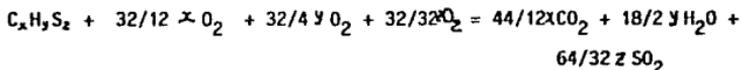
### 6.1 General

La función de un sistema de Control de Combustión es controlar la entrada de combustible y aire o capacidad de encendido en el horno en respuesta a un índice de carga. La demanda para capacidad de encendido es, por consiguiente una demanda para entrada de energía dentro del sistema para igualar un retiro de energía a algún punto en el ciclo continuo, aumentando flujo de vapor.

Una gran variedad de sistemas de control de combustión, han desarrollado sobre los años, para ajustar las necesidades de aplicaciones particulares. Por ahora sólo trataremos brevemente la instrumentación para la tubería de gas combustible y combustóleo, a los calentadores o calderas.

a) **Química de la combustión.**- Puesto que Carbono, Hidrógeno y Azufre son los elementos combustibles solamente encontrados en los combustibles usados para generación de vapor.

Para muchos propósitos prácticos, la siguiente ecuación se aplica:



Donde:

x = lb de carbón por lb de combustóleo.

y = lb de hidrógeno por lb de combustóleo.

z = lb de azufre por lb de combustóleo.

Ver tabla 6.1, para propiedades de combustibles líquidos.

TABLA 6.1 PROPIEDADES DE ACEITES COMBUSTIBLES (6)

PROPIEDADES DE ACEITE COMBUSTIBLE				REQUERIMIENTOS DE OXIGENO Y AIRE						PRODUCTOS DE COMBUSTION - AIRE TEORICO						
GRAVEDAD API	GRAVEDAD ESPECIFICA CA. 60°/60°	LB/GAL 60°/60°	COMPOSICION		OXIGENO LB		AIRE, LU		AIRE, FT <sup>3</sup> ST °		CO <sub>2</sub> , LB		H <sub>2</sub> O, LB		N <sub>2</sub> , EN GASES, LB	
			% CARBON	% H <sub>2</sub>	POR LB COMB.	POR GAL COMB.	POR LB COMB.	POR GAL COMB.	POR LB COMB.	POR GAL COMB.	POR LB COMB.	POR GAL COMB.	POR LB COMB.	POR GAL COMB.	POR LB COMB.	POR GAL COMB.
0	0.7040	8.967	90.14	9.86	3.1923	28.411	13.761	123.33	170.35	1,526.7	3.3051	29.620	0.8874	7.9379	10.368	94.710
1.0	0.6979	8.893	90.02	9.98	3.1982	28.454	13.784	122.44	170.69	1,518.1	3.3007	29.360	0.8982	7.9859	10.369	94.189
2.0	0.6919	8.818	89.90	10.10	3.2053	28.296	13.815	121.96	171.02	1,509.8	3.2963	29.100	0.9090	8.0246	10.610	93.668
3.0	0.6859	8.742	89.78	10.22	3.2117	28.141	13.844	121.30	171.38	1,501.6	3.2919	28.844	0.9198	8.0593	10.632	93.138
4.0	0.6801	8.668	89.66	10.34	3.2181	27.921	13.871	120.65	171.71	1,493.5	3.2875	28.593	0.9304	8.0944	10.653	92.608
5.0	0.6746	8.594	89.55	10.45	3.2240	27.836	13.896	119.98	172.02	1,485.2	3.2833	28.350	0.9405	8.1203	10.672	92.142
6.0	0.6691	8.521	89.44	10.56	3.2299	27.683	13.922	119.33	172.34	1,477.1	3.2793	28.108	0.9504	8.1459	10.692	91.641
7.0	0.6637	8.449	89.33	10.67	3.2357	27.531	13.947	118.67	172.65	1,467.1	3.2754	27.870	0.9603	8.1713	10.711	91.140
8.0	0.6584	8.378	89.22	10.78	3.2416	27.383	13.972	118.04	172.96	1,461.2	3.2714	27.637	0.9702	8.1962	10.730	90.647
9.0	0.6531	8.308	89.11	10.89	3.2475	27.240	13.998	117.42	173.29	1,455.6	3.2674	27.407	0.9801	8.2211	10.750	90.171
10.0	0.6480	8.238	89.00	11.00	3.2533	27.070	14.023	116.79	173.59	1,445.0	3.2633	27.164	0.9900	8.2408	10.770	89.649
11.0	0.6429	8.170	88.87	11.11	3.2592	26.934	14.048	116.18	173.90	1,436.2	3.2593	26.954	0.9997	8.2691	10.789	89.225
12.0	0.6379	8.102	88.74	11.21	3.2645	26.803	14.071	115.55	174.19	1,430.4	3.2556	26.735	1.0095	8.2851	10.807	88.747
13.0	0.6329	8.035	88.65	11.31	3.2697	26.666	14.094	114.94	174.47	1,422.8	3.2520	26.520	1.0179	8.3010	10.824	88.270
14.0	0.6275	8.009	88.59	11.41	3.2752	26.526	14.117	114.33	174.76	1,415.4	3.2483	26.308	1.0269	8.3169	10.842	87.807
15.0	0.6259	8.044	88.49	11.51	3.2805	26.388	14.140	113.74	175.04	1,408.0	3.2446	26.100	1.0359	8.3328	10.860	87.338
16.0	0.6253	7.989	88.39	11.61	3.2858	26.251	14.163	113.15	175.31	1,400.7	3.2410	25.892	1.0447	8.3477	10.877	86.896
17.0	0.6249	7.935	88.29	11.71	3.2912	26.116	14.186	112.57	175.61	1,393.5	3.2375	25.684	1.0539	8.3627	10.893	86.452
18.0	0.6245	7.882	88.20	11.80	3.2960	25.979	14.207	111.98	175.87	1,386.2	3.2340	25.490	1.0620	8.3707	10.911	86.000
19.0	0.6242	7.830	88.10	11.90	3.3013	25.849	14.230	111.42	176.16	1,379.3	3.2303	25.293	1.0710	8.3857	10.928	85.566
20.0	0.6240	7.778	88.01	11.99	3.3061	25.715	14.250	110.84	176.41	1,372.1	3.2270	25.100	1.0791	8.3932	10.944	85.122
21.0	0.6239	7.727	87.92	12.08	3.3109	25.583	14.271	110.27	176.67	1,365.1	3.2237	24.907	1.0872	8.4008	10.960	84.688
22.0	0.6238	7.676	87.83	12.17	3.3157	25.453	14.292	109.71	176.93	1,358.1	3.2204	24.720	1.0953	8.4073	10.976	84.252
23.0	0.6238	7.627	87.74	12.26	3.3205	25.322	14.312	109.16	177.17	1,351.3	3.2171	24.537	1.1034	8.4156	10.992	83.836
24.0	0.6238	7.578	87.65	12.35	3.3253	25.197	14.333	108.62	177.43	1,344.6	3.2138	24.354	1.1115	8.4229	11.008	83.419
25.0	0.6242	7.529	87.56	12.44	3.3301	25.072	14.354	108.07	177.69	1,337.8	3.2105	24.172	1.1196	8.4278	11.024	83.000
26.0	0.6248	7.481	87.48	12.52	3.3344	24.945	14.372	107.52	177.92	1,331.0	3.2076	23.996	1.1268	8.4322	11.038	82.575
27.0	0.6257	7.434	87.39	12.61	3.3392	24.824	14.391	107.00	178.18	1,324.6	3.2043	23.820	1.1349	8.4365	11.054	82.175
28.0	0.6271	7.387	87.31	12.69	3.3435	24.698	14.412	106.46	178.41	1,317.9	3.2014	23.649	1.1421	8.4397	11.068	81.759
29.0	0.6286	7.341	87.22	12.78	3.3483	24.580	14.432	105.95	178.66	1,311.5	3.1981	23.477	1.1502	8.4410	11.084	81.368
30.0	0.6302	7.296	87.14	12.84	3.3525	24.460	14.450	105.43	178.88	1,305.1	3.1951	23.311	1.1574	8.4444	11.098	80.971

\* AIRE SECO A 32 °F Y 14.7 PSIA DE PRESION.

Puesto que el requerimiento de oxígeno en muchos procesos de combustión es normalmente suministrado por aire que contiene aproximadamente 23.4% en peso de oxígeno, el aire seco requerido deberá calcularse la cantidad de oxígeno requerido entre el factor 0.232.

b) **Control de caldera.**- es la regulación de las condiciones de salida de flujo de vapor, presión y temperatura a sus valores deseados. En terminología de control, las salidas son los set point. Las cantidades de combustibles, aire y agua son ajustadas para obtener las condiciones de salida de vapor deseadas y son llamadas variables controladas. Un diagrama de bloques del sistema de control de la caldera es mostrado en fig. 6.1.

Los cálculos de combustión son los puntos de arranque para todo el diseño y determinación de funcionamiento para calderas y sus partes componentes relacionadas. Ellos establecen, a) Las cantidades de los constituyentes envueltos en la química de combustión, b) La cantidad de calor liberado y c) La eficiencia del proceso de combustión bajo ambas condiciones ideal y actual.

**6.2 Línea de Gas Combustible.**- El suministro de gas deberá entrar a la unidad desde una fuente exterior sobre un rack de tubería, con una válvula de bloqueo instalada en la línea a el límite de la unidad. Un separado subcabezal desde el cabezal principal deberá suministrar a cada hilera de quemadores. Estos subcabezales deberán ser preferentemente de igual longitud, y deberá terminar con bridas ciegas para vaciado (ver la figura 6.2 para el arreglo de tubería).

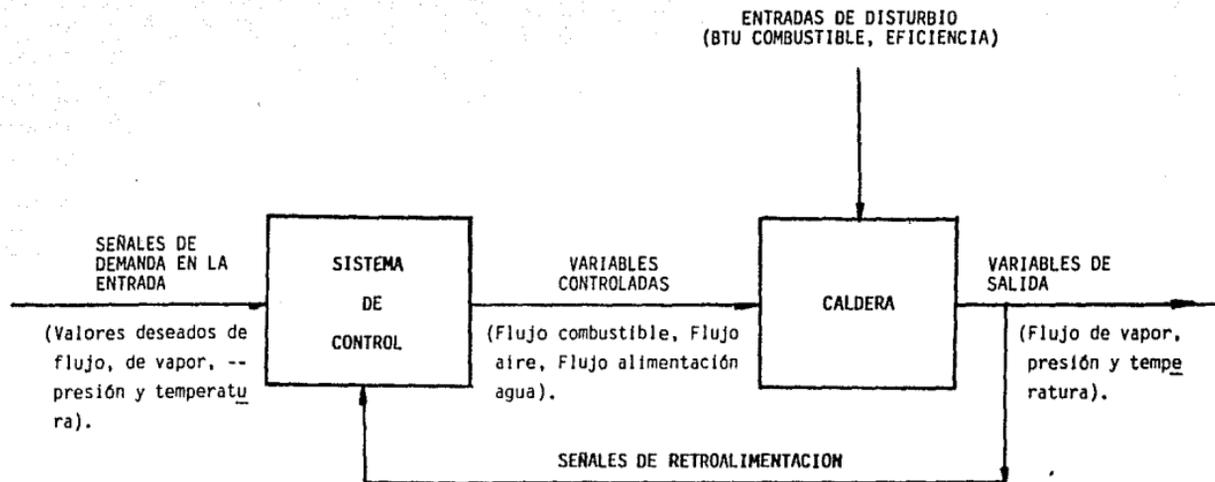


Fig. 6.1 Diagrama de bloques de sistema controlador de caldera.

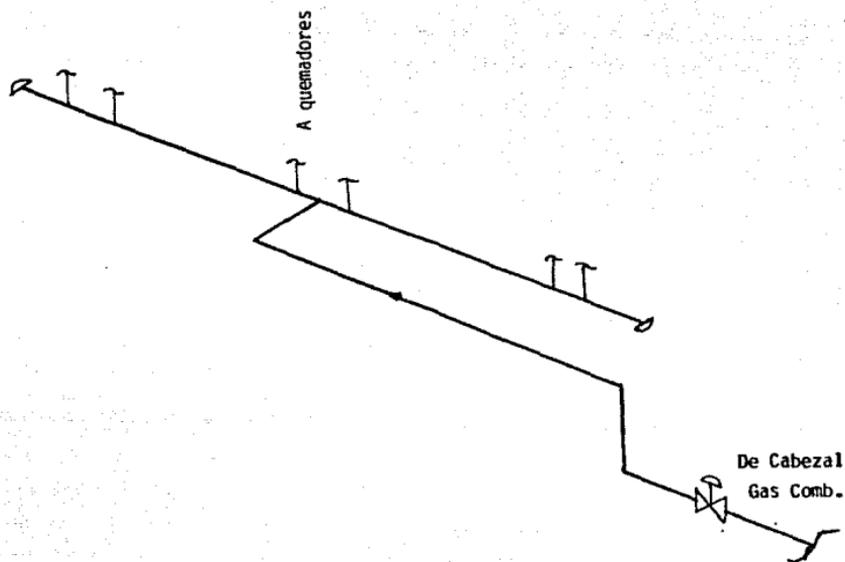


Fig. 6.2 Arreglo típico para sub-cabezal de Gas combustible.

La tubería de gas combustible deberá estar conforme al diagrama esquemático de la figura 6.3.

El diagrama de tubería e instrumentación debe indicar si tanques Knockout u otro equipo a ser instalado en el sistema.

La válvula de control deberá ser provisto con un límite de paro dimensionada para el mínimo flujo necesario a quemar en los quemadores.

**6.3 Línea de combustóleo.**-- El combustóleo a apropiada temperatura, viscosidad y presión debe ser suministrado al quemador, para eficiente combustión. Bombas y calentadores son generalmente instalados para preparar el combustóleo para la combustión.

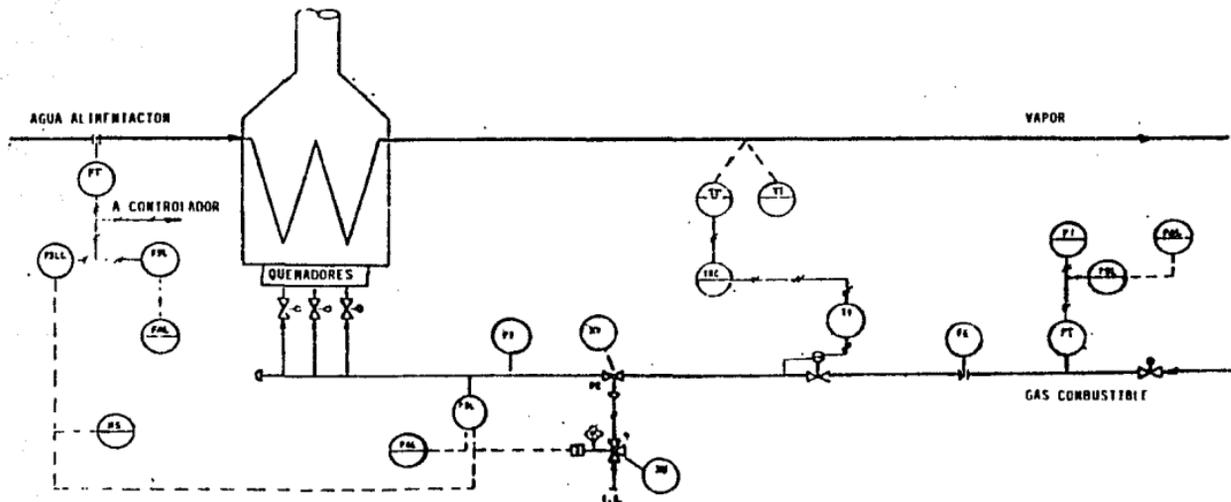
La presión de entrega de combustóleo, afectará la relación aire combustible y control de combustión. Si la presión es demasiado alta, una condición rica en combustible será producida en el quemador, resultando fumarada en la chimenea. Esta condición atraerá más exceso de aire, que reduce la eficiencia de quemado del combustible. Si la presión del combustóleo llega hacerse muy baja, la flama podría apagarse, que si es seguida por un oleaje de combustible, el combustóleo podría acumularse en el horno y resulta en una explosión.

Antes que la combustión pueda tener lugar, el combustóleo debe ser reducido a pequeñas gotas para ofrecer una gran área de superficie para reaccionar con el oxígeno. El combustóleo es preparado para atomización mediante un sistema de tubería válvulas, bombeo, intercambiadores de calor y filtros duplex. Un típico sistema de bombeo, calentamiento y filtrado de combustóleo, diseñado para abastecer a una caldera a presiones moderadas y flujos moderados, se muestra en fig. 6.4. Un calentador eléctrico, con un termostato ajustable, es provisto para arranque de planta cuando vapor no es disponible para los calentadores principales.

El grado de atomización controla la cantidad de exceso de aire necesaria para asegurar completa combustión.

Los quemadores de atomización con vapor son los más ampliamente usados. En estos quemadores vapor y aceite son mezclados dentro del cuerpo para llegar a la boquilla de atomización.

Fig. 6.3 DIAGRAMA DE TUBERIA A INSTRUMENTACION PARA SUMINISTRO DE GAS COMBUSTIBLE A CALDERAS.



El vapor de atomización debe ser seco, disponible a la entrada del quemador con una presión de 1.4 a 2.0 kg/cm<sup>2</sup> más alta que la presión del combustible.

El consumo de vapor es casi 0.3 a 0.5 kg vapor/kg. comb. pesado. La temperatura del vapor para atomización, deberá ser más baja de 220°C a 250°C, para evitar que durante el mezclado con el combustible, -- exista el fenómeno de Cracking.

En la fig. 6.5 se muestra un diagrama esquemático representativo de tubería e instrumentación para el suministro de combustible a la caldera.

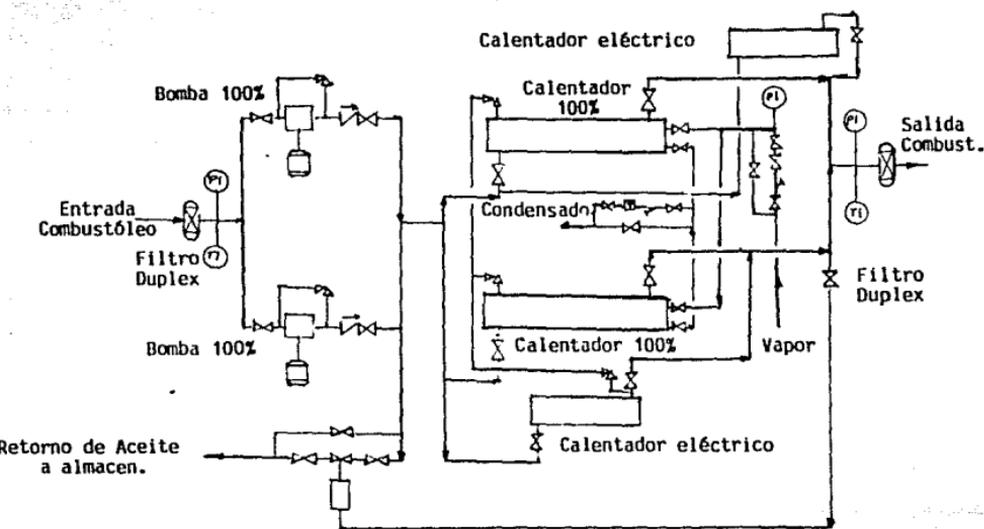
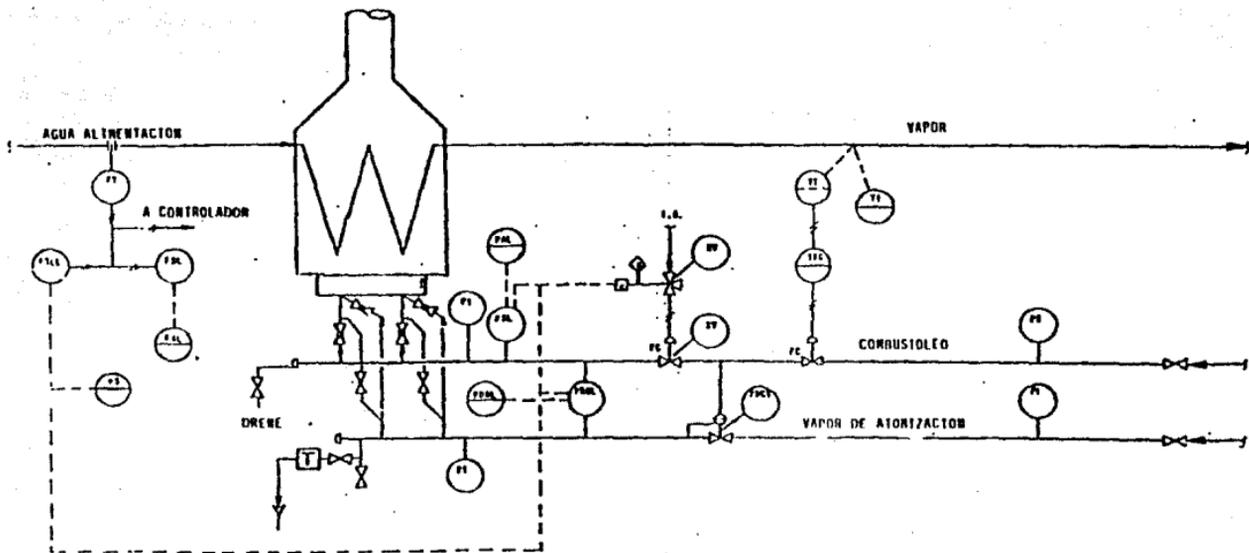


FIG. 6.4 Sistema de bombeo, calentamiento y filtrado.

Fig. 6.5 DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION PARA SUMINISTRO DE COMBUSTIBLE A CALDERAS.

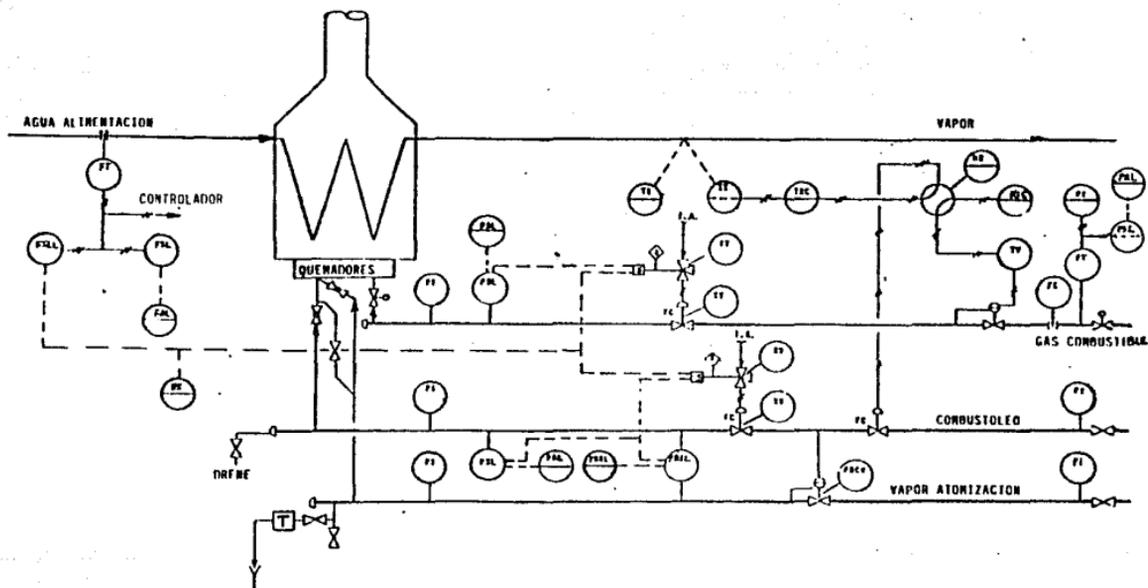


**6.4 Sistema combinado Gas natural - Combustóleo.-** El combustóleo y gas combustible son los principales fuentes de energía para la mayoría de calderas industriales.

Varias plantas químicas, petroquímicas y de alimentos en la actualidad para conservar el gas natural están convirtiendo calderas para quemar combustóleo.

Cuando los requerimientos de operación dictan que la caldera debe ser diseñado para quemar ambos combustibles. Los equipos deben de ser capaces de quemar una combinación de gas con un combustóleo ligero o pesado. Para tal combinación el arreglo básico para cada sistema deberá ser conforme a la fig. 6.6

Fig. 6.6. DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION PARA SUMINISTRO DE COMBINACION, GAS COMBUSTIBLE - COMBUSTOLEO A CALDERAS.



## CONCLUSIONES

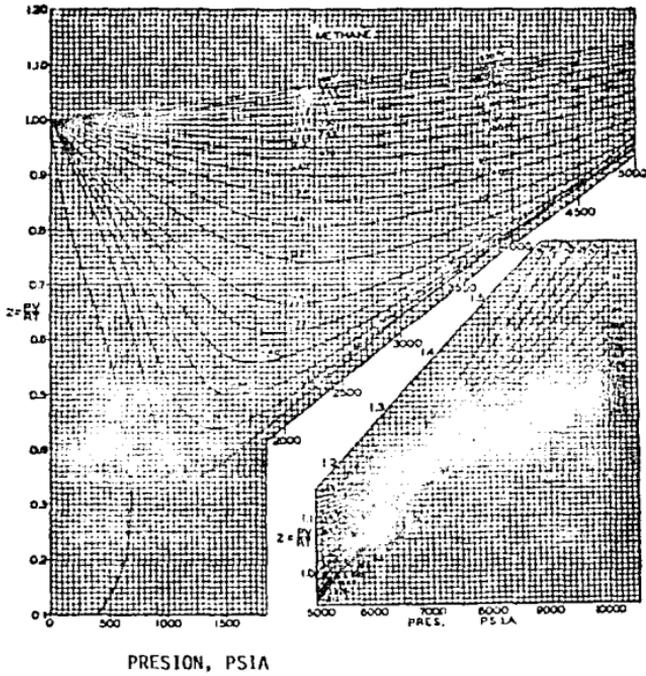
Los combustibles hoy en día, son uno de los más significativos porcentajes de costos de operación, por lo que la atención a sistemas de combustión en su diseño deben ser extremadamente eficiente.

En el trabajo presentado se tratan y dan las bases de diseño para proveer aumentos de capacidad o planear nuevas instalaciones en almacenamiento y manejo de combustibles.

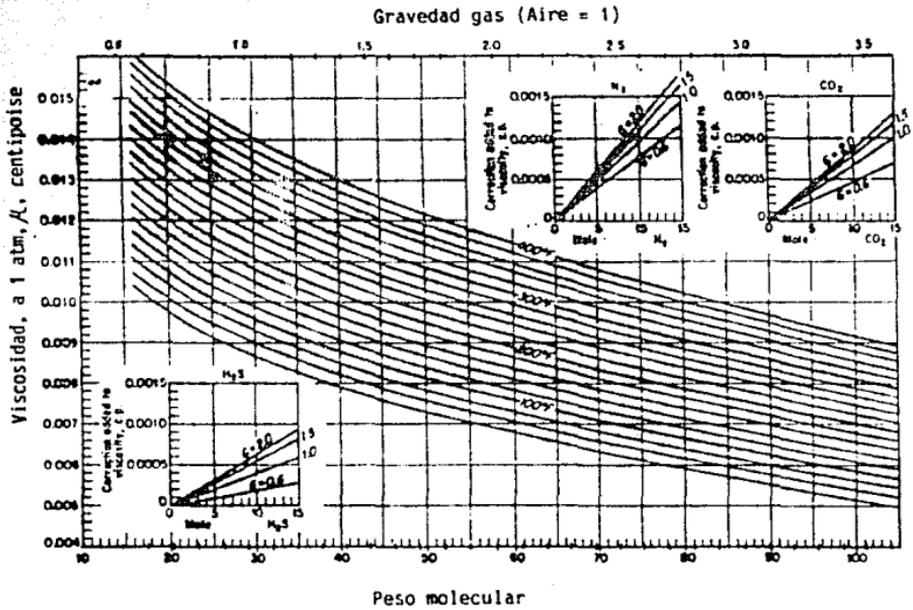
Aquí se ha proporcionado una estructura de conocimientos básicos, presentados manera útil y práctica. Con estas bases es posible dar datos de procesos de equipos, calcular bombas, dimensionar líneas de tubería, elaborar datos de proceso de instrumentos, hacer balances materia y energía y preparación de diagramas de tubería e instrumentación. Con los datos de proceso de equipos y diagramas de tubería e instrumentación, es posible elaborar la ingeniería de detalle para posteriormente preparar un listado de materiales y poder hacer las requisiciones de compra para un sistema completo de manejo y distribución de combustibles.

## A P E N D I C E

FACTORES DE COMPRESIBILIDAD PARA METANO (12)

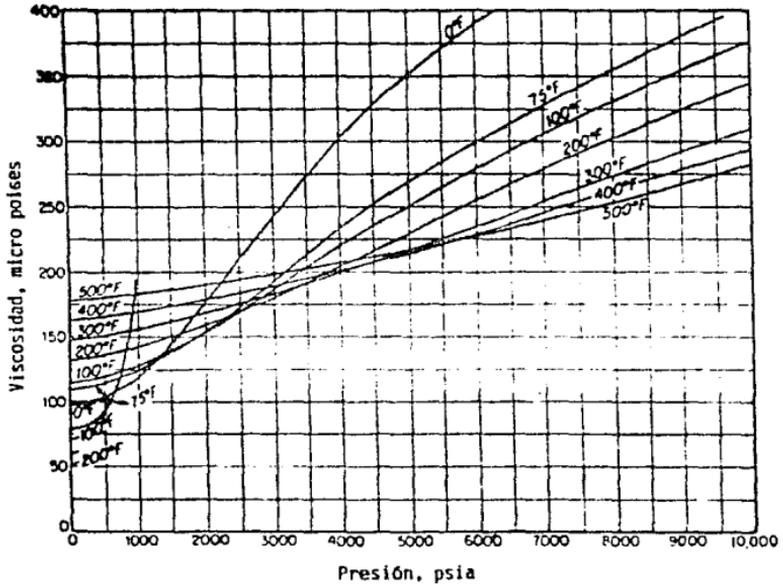


VISCOSIDADES DE HIDROCARBUROS GAS A PRESION DE 1 ATMOSFERA. (12)



APENDICE A-1c

VISCOSIDAD DE GAS METANO A ALTA PRESION (12)

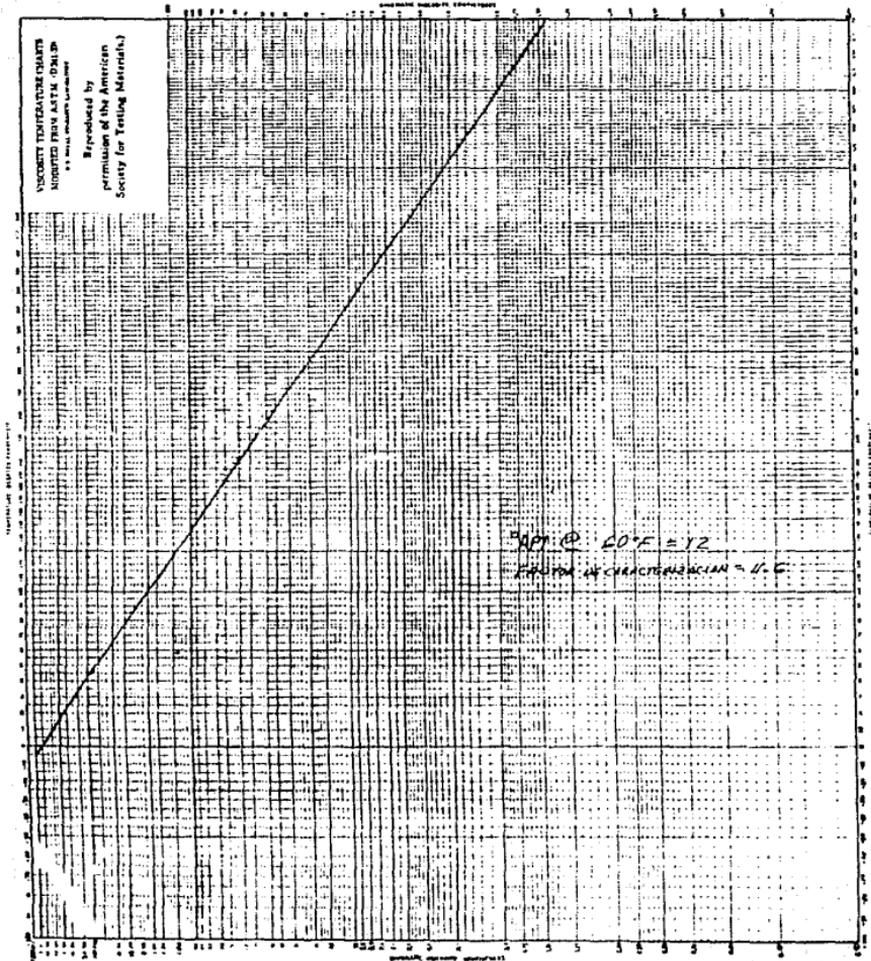


CALORES ESPECIFICOS DE HIDROCARBUROS. (13)

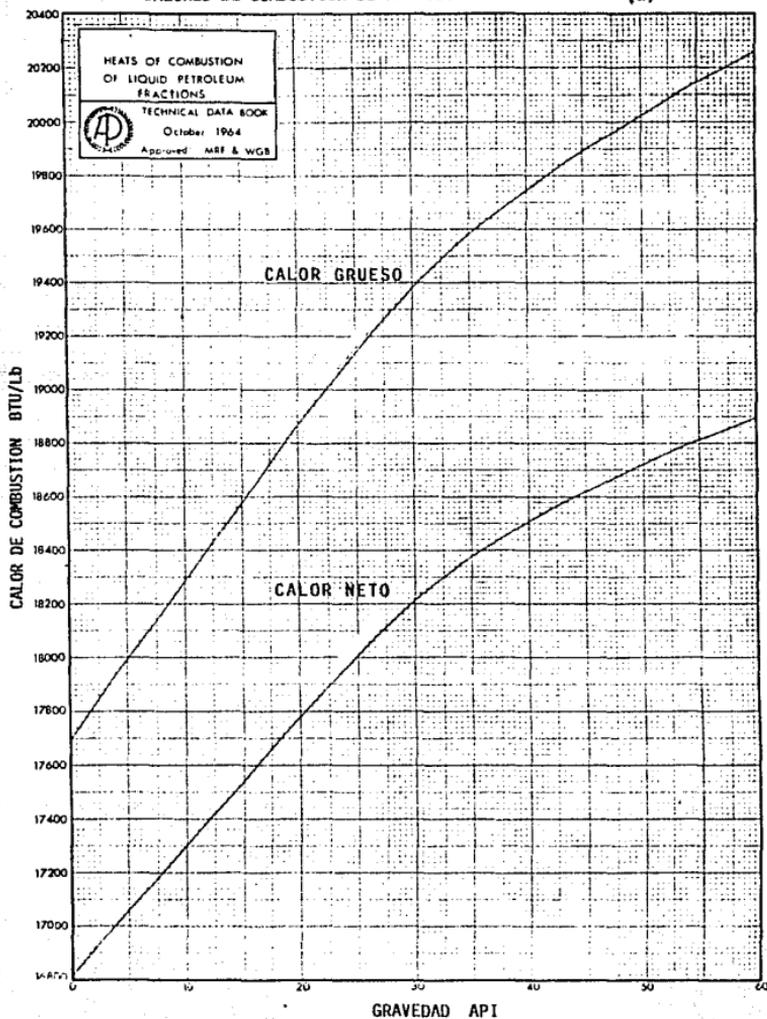


\* K = Factor de corrección

VISCOSIDAD DE COMBUSTOLEO EN MEXICO



APENDICE A.1f  
 CALORES DE COMBUSTION DE FRACCIONES DE PETROLEO (2)



PROPIEDADES DE COMBUSTIBLES SUMINISTRADOS POR PEMEX

GAS COMBUSTIBLE

TIPO	GAS NATURAL
PESO MOLECULAR (Lb/Lb mol.)	17.9
DENSIDAD A COND. ESTANDAR (Lb/ft <sup>3</sup> )	0.0472
PODER CALORIFICO BAJO (LVH) BTU/ft <sup>3</sup>	919
PODER CALORIFICO ALTO (HHV) BTU/ft <sup>3</sup>	1019

COMBUSTOLEO

DENSIDAD RELATIVA	0.98
VISCOSIDAD A 210°F/122°F (SST)	370/520
PODER CALORIFICO BAJO (LHH) BTU/Lb	17400
PODER CALORIFICO ALTO (HHV) BTU/Lb	18400
CENIZAS, % PESO	0.32
TEMPERATURA DE INFLAMACION	217 °F
AZUFRE TOTAL, % PESO	3.3

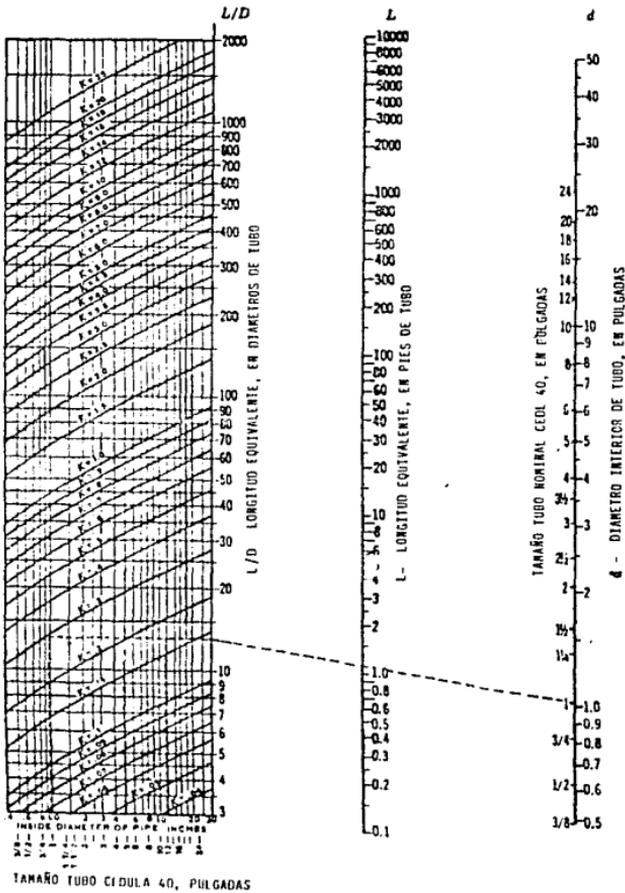
APENDICE B-1a

LONGITUD EQUIVALENTE REPRESENTATIVA EN DIAMETROS DE TUBO (L/D)  
DE VARIAS VALVULAS Y ACCESORIOS. (26)

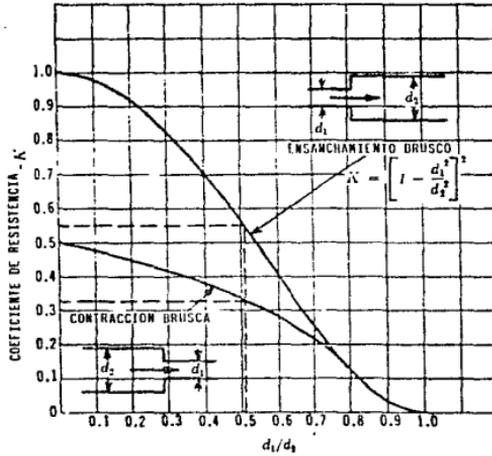
DESCRIPCION				L/D
Válvulas Globo	CONVENCIONAL	Sin Obst. asiento Tipo Macho Con disco de aleta o chaveta	Tot. abierta Tot. abierta	340 450
	MODELO Y	(Sin Obst. asiento Tipo Macho) Con vástago 60° del cause de tub. Con vástago 45° del cause de tub.	Tot. abierta Tot. abierta	75 145
Válvulas Angulo	CONVENCIONAL	Sin Obst. asiento Tipo Macho Con disco de chaveta o de aleta	Tot. abierta Tot. abierta	145 200
Válvulas Compuerta	DISCO CONVENCIO- NAL, DISCO DOBLE O DISCO MACHO.		Tot. abierta	13
			3/4 de abertura	35
			1/2 de abertura	160
			1/4 de abertura	900
Válvulas Check	COLUMPIO CONVENCIONAL	0.5*	Tot. abierta	135
	COLUMPIO CAMINO LIBRE	0.5*	Tot. abierta	50
	IZAJE DE GLOBO O PARO	2.0*	Tot. abierta	450
	IZAJE DE ANGULO O PARO	2.0*	Tot. abierta	175
	BOLA EN LINEA	2.5 vert. y 0.25 horiz.*	Tot. abierta	150
Válvulas de Pie con Coladera	CON ELEV. VERTICAL TIPO DISCO CON DISCO BISAGRADO	0.3*	Tot. abierta	420
		0.4*	Tot. abierta	75
Válvulas de Mariposa (6" y más grandes)			Tot. abierta	20
Grifos	DIRECTO - CONTINUO	Puerto Macho Rect. Area 100% de Tub.	Tot. abierta	18
	TRES - VIAS	Puerto Macho Rect. Area 80% de Area de tub.	Flujo Continuo Flujo a Ramal	44 140
Acceso- rios	CODO NORMAL A 90°			30
	CODO NORMAL A 45°			16
	CODO RADIO LARGO A 90°			20
TE NORMAL	Con flujo continuo			20
	Con flujo en ramal			60

\* Mínima  $\Delta P$  (PSI) a través de válvula para proveer suficiente flujo para elevar el disco totalmente.

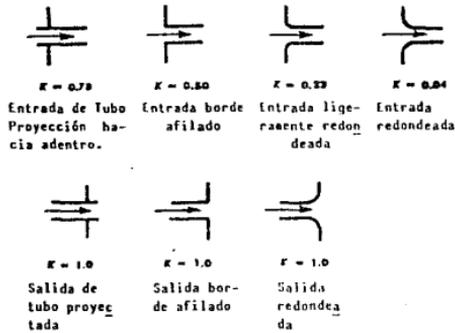
LONGITUDES EQUIVALENTES  $L$  y  $L/D$  Y COEFICIENTES DE RESISTENCIA  $K$  (26).



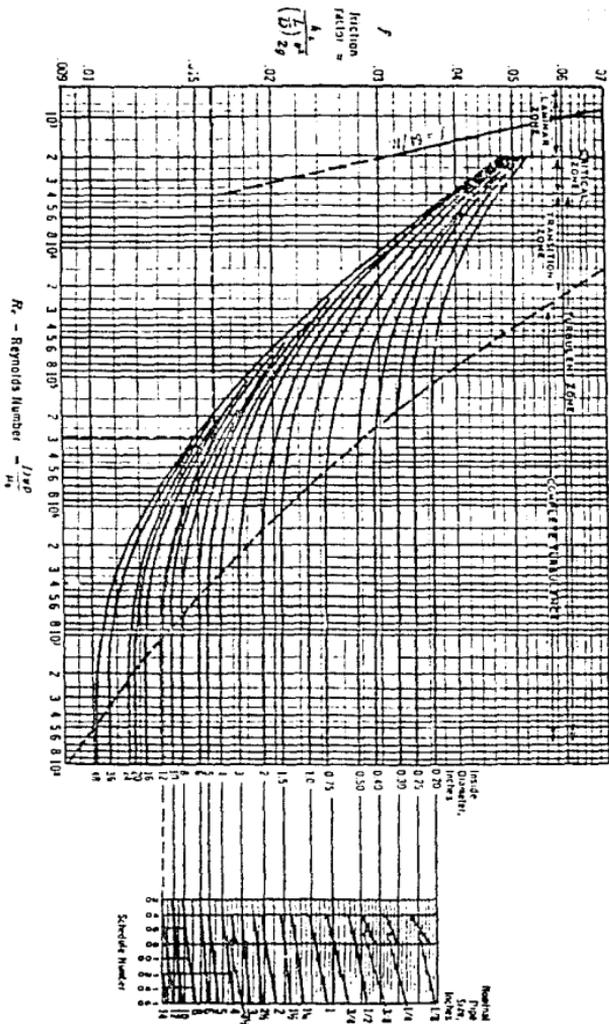
RESISTENCIA DEBIDA A ENSANCHAMIENTO Y CONTRACCIONES  
BRUSCAS (16)



RESISTENCIA DEBIDA A LA ENTRADA Y A LA SALIDA DE  
LOS TUBOS



FACTORES DE FRICCIÓN PARA ACERO COMERCIAL LIMPIO Y TUBO DE FO. FO. RUGOSO (26)



APENDICE B-3

TAMAÑOS DE TUBERIA Y ESPESORES DE PARED COMERCIALES

ANSI-B31.10 and B31.12

NOMINAL PIPE SIZE	OUT. SIDE DIAM.	NOMINAL WALL THICKNESS FOR																
		SCHED 10	SCHED 12	SCHED 16	SCHED 20	SCHED 24	STAND. 30	SCHED 40	SCHED 48	18 GA. STEEL	SCHED 60	SCHED 80	SCHED 100	SCHED 120	SCHED 140	SCHED 160	18 STEEL	
1/8	0.405	—	0.044	—	—	—	0.068	—	0.065	—	0.065	—	—	—	—	—	—	—
1/8	0.540	—	0.064	—	—	—	0.088	—	0.088	—	0.119	—	—	—	—	—	—	—
1/4	0.675	—	0.065	—	—	—	0.091	—	0.091	—	0.126	—	—	—	—	—	—	—
1/4	0.840	—	0.083	—	—	—	0.109	—	0.109	—	0.147	—	—	—	—	—	—	0.188
3/8	1.080	0.065	0.093	—	—	—	0.113	—	0.113	—	0.154	—	—	—	—	—	—	0.219
1/2	1.315	0.065	0.109	—	—	—	0.133	—	0.133	—	0.178	—	—	—	—	—	—	0.250
3/4	1.660	0.065	0.109	—	—	—	0.140	—	0.140	—	0.191	—	—	—	—	—	—	0.282
1	1.900	0.065	0.109	—	—	—	0.145	—	0.145	—	0.200	—	—	—	—	—	—	0.291
1 1/4	2.375	0.065	0.109	—	—	—	0.154	—	0.154	—	0.218	—	—	—	—	—	—	0.344
1 1/2	2.875	0.083	0.120	—	—	—	0.203	—	0.203	—	0.276	—	—	—	—	—	—	0.375
2	3.5	0.083	0.120	—	—	—	0.216	—	0.216	—	0.300	—	—	—	—	—	—	0.418
2 1/2	4.0	0.083	0.120	—	—	—	0.226	—	0.226	—	0.318	—	—	—	—	—	—	—
3	4.5	0.083	0.120	—	—	—	0.237	—	0.237	—	0.337	—	—	0.438	—	—	—	0.531
3 1/2	5.563	0.109	0.134	—	—	—	0.258	—	0.258	—	0.375	—	—	0.500	—	—	—	0.625
4	6.625	0.109	0.134	—	—	—	0.260	—	0.260	—	0.432	—	—	0.562	—	—	—	0.719
4 1/2	8.625	0.109	0.148	—	—	0.250	0.277	—	0.322	0.406	0.500	0.500	0.594	0.719	0.812	—	—	0.906
5	10.75	0.134	0.165	—	—	0.250	0.307	0.365	0.365	0.500	0.500	0.594	0.719	0.844	1.000	1.125	—	1.000
6	12.75	0.156	0.180	—	—	0.250	0.310	0.375	0.406	0.562	0.500	0.688	0.844	1.000	1.125	1.312	—	1.000
14 O.D.	14.0	0.156	0.188	0.250	0.312	0.375	0.375	0.438	0.594	0.500	0.750	0.938	1.094	1.250	1.406	—	—	—
16 O.D.	16.0	0.165	0.188	0.250	0.312	0.375	0.375	0.500	0.656	0.500	0.844	1.031	1.219	1.438	1.594	—	—	—
18 O.D.	18.0	0.165	0.188	0.250	0.312	0.438	0.375	0.562	0.750	0.500	0.938	1.186	1.375	1.562	1.781	—	—	—
20 O.D.	20.0	0.168	0.218	0.250	0.375	0.500	0.375	0.594	0.812	0.500	1.031	1.281	1.500	1.750	1.969	—	—	—
22 O.D.	22.0	0.188	0.218	0.250	0.375	0.500	0.375	—	0.375	0.500	1.125	1.375	1.625	1.875	2.125	—	—	—
24 O.D.	24.0	0.216	0.250	0.375	0.562	0.375	0.618	0.969	0.500	1.218	1.531	1.812	2.062	2.344	—	—	—	—
26 O.D.	26.0	—	—	0.312	0.375	—	0.375	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
28 O.D.	28.0	—	—	0.312	0.375	—	0.425	0.375	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
30 O.D.	30.0	0.250	0.312	0.312	0.500	0.625	0.375	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
32 O.D.	32.0	—	—	0.312	0.500	0.625	0.375	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
34 O.D.	34.0	—	—	0.312	0.500	0.625	0.375	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
36 O.D.	36.0	—	—	0.312	0.500	0.625	0.375	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
42 O.D.	42.0	—	—	—	—	—	0.375	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

Todas las dimensiones son dadas en pulgadas.

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- PAUL F. SCHMIDT, POWER, KNOWING HOW OIL BEHAVES MAKES FOR BETTER OPERATION, OCTOBER 1975, 28 - 31, 100.
- 2.- TECHNICAL DATA BOOK PETROLEUM REFINING, CHAPTER 4, THIRD EDITION API.
- 3.- API STANDARD 2000, VENTING ATMOSPHERIC AND LOW-PRESSURE STORAGE TANKS, 1973.
- 4.- PROCESS STD 102, TANKS FOSTER WHEELER, JANUARY 1977.
- 5.- JULIO OTAZO, DESIGNING HEATING COIL FOR TANKS BY NOMOGRAPH, CHEMICAL ENGINEERING, DECEMBER 24, 1973, PAG. 3 - 4.
- 6.- VIRGIL B. GUTHRIE, PETROLEUM PRODUCTS HANDBOOK, FIRST EDITION Mc GRAW - HILL BOOK Co. (1966).
- 7.- RICHARD F. NEERKEN, HOW TO SELECT AND APPLY POSITIVE - DISPLACEMENT ROTARY PUMPS, CHEMICAL ENGINEERING, APRIL 7, 1980 PAG. 76 - 87.
- 8.- PAUL F. SCHMIDT, DESIGNING AN UNLOADING AND STORAGE SYSTEM FOR FUEL OIL, POWER, MARCH, 1976, PAG. 71 - 74.
- 9.- GROTH EQUIPMENT CORP., BREATHER VALVE/VENT, VENTING EQUIPMENT & FLAME ARRESTOR.
- 10.- BROWN FIN TUBE CO., BROWN FIN TUBE FUEL OIL HEATERS.
- 11.- B Y ER PEREZ, P. E., MOVING OIL FROM STORAGE AND PREPARING IT FOR COMBUSTION, POWER, MAY 1976, PAG. 57 - 60.
- 12.- DONALD L. KATZ, HANDBOOK OF NATURAL GAS ENGINEERING Mc GRAW - HILL BOOK COMPANY, CHAPTER 8, 16 AND 17.
- 13.- DONALD Q KERN, PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR, CAPITULO 8 9a. IMPRESION CECSA.
- 14.- BOILER CONTROLS, INSTRUMENTACION AND CONTROL POWER, OCTOBER 1972 PAG. 21 - 28.
- 15.- SHOOH - I WANG, USE THESE GUIDELINES WHEN CHANGING TO FUEL OIL FIRING, HYDROCARBON PROCESSING, APRIL 1979, PAG. 183 - 197.
- 16.- L.A. KANE, COMBUSTION CONTROL & ANALYZERS: WHAT'S REALLY NEEDED? HYDROCARBON PROCESSING, JUNE 1980, PAG. 65 - 68.
- 17.- SCIENTIFIC DESIGN COMPANY, INC. TANK FARM CRITERIA.

- 18.- SCIENTIFIC DESIGN COMPANY, INC. PLANT LAYOUT.
- 19.- K902 DETALLE TIPO PARA LINEAS DE RECIBO EN TANQUE, PEMEX.
- 20.- K918 INSTALACION TIPO DE CAMARAS DE ESPUMA, PEMEX.
- 21.- GR-15-0203 ESPECIFICACIONES MINIMAS DE SEGURIDAD PARA SISTEMA DE DESFOGUE EN REFINERIA, PEMEX, FEBRERO DE 1978.
- 22.- ESPECIFICACION DE TUBERIA T1B, T1C, T1D, DE PEMEX.
- 23.- GPE1-15-3600 ESPECIFICACION PARA PROTECCION EN TANQUES DE ALMACENAMIENTO, PEMEX, AGOSTO DE 1983.
- 24.- DIMENSIONES DE TANQUES CILINDRICOS VERTICALES, MARZO 1977, PEMEX.
- 25.- SCIENTIFIC DESIGN COMPANY, INC. INSULATION HUT PIPING AND EQUIPMENT.
- 26.- CRANE CO., FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, FITTINGS, AND PIPE.

