

D-2

T
664.81
D542

ESPOL-CIB
INVENTARIO FÍSICO
16 SEP 2019
POR: *[Signature]*

INVENTARIADO 16 MAR
RESPONSABLE: *[Signature]*

“Sistema para minimizar las pérdidas por evaporación de Hidrocarburos en los tanques de almacenamiento”

INVENTARIADO 29 ABR 2012
RESPONSABLE: *[Signature]*

TESIS DE GRADO

Previa a la Obtención del Título
DE
INGENIERO MECANICO

D-2204

Presentado por
JORGE DIAZ TERAN

Egresado de la
**Escuela Superior Politécnica
del Litoral**

Guayaquil - Ecuador
1976

ESPOL-CIB
INVENTARIO FÍSICO
6 SEP 2019
POR: *[Signature]*

6/3/03
[Signature]
INVENTARIADO
POR: *[Signature]*

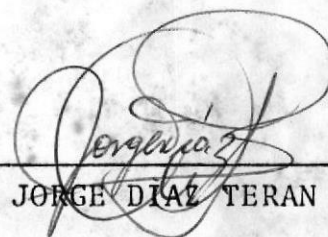


[Handwritten note] 16/12/2017

M

SISTEMA PARA MINIMIZAR LAS PERDIDAS POR EVAPORACION DE
DE HIDROCARBUROS EN LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

AUTOR:



JORGE DIAZ TERAN

CERTIFICADO POR:



INGENIERO MECANICO
MARCO PAZMIÑO



BIBLIOTECA

DEDICATORIA:

" A LA CLASE OBRERA, AL MOVIMIENTO ESTUDIANTIL
Y A LOS SECTORES PROGRESISTAS DEL PAIS, COMO
UN APORTE A SUS LUCHAS POR LA DEFENSA DE NUES
TROS RECURSOS NATURALES."

" A MI TIO JORGE J. REINA, SIN CUYO APOYO HU-
BIESE SIDO IMPOSIBLE ESTE LOGRO."

" A MI HIJA MONICA, COMO UN ESTIMULO PARA SU
VIDA."

AGRADECIMIENTO:

" A MI MADRE Y ABUELOS POR SUS ABNEGADOS SACRIFICIOS E INQUEBRANTABLE FE."

" A LOS PROFESORES DEL DEPARTAMENTO DE INGENIERIA MECANICA DE LA E.S.P.L., AL INSTITUTO ECUATORIANO DE NORMALIZACION (INEN), A LA CORPORACION ESTATAL PETROLERA DEL ECUADOR (CEPE) Y, A LA COMPAÑIA ANGLO ECUADORIAN OIL FIELDS, POR SU VALIOSA COLABORACION."

EL PATRIMONIO INTELECTUAL DE ESTA TESIS PERTENECE
A LA ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL
(ARTICULO VIGESIMO PRIMERO DEL REGLAMENTO DE EXA-
MENES Y TITULOS PROFESIONALES DE LA ESCUELA SU-
PERIOR POLITECNICA DEL LITORAL)

DECLARACION EXPRESA:

LA RESPONSABILIDAD DE LOS HECHOS, IDEAS Y DOCTRI-
NAS EXPUESTAS EN ESTA TESIS, CORRESPONDEN EXCLUSI-
VAMENTE A SU AUTOR.

(ARTICULO SEXTO DEL REGLAMENTO DE EXAMENES Y TITU-
LOS PROFESIONALES DE LA ESCUELA SUPERIOR POLITEC-
NICA DEL LITORAL)

JORGE DIAZ TERAN

LISTA DE SIMBOLOS

Δt	= MLDT =	Promedio logarítmico de la diferencia de temperaturas.
T_e y t_e	=	Temperaturas calóricas necesarias para evaluar las propiedades físicas.
a'_s	=	Sección transversal sumergida de la coraza, (pie ²)
A_e	=	Superficie total limpia de transferencia de calor, (pie ²).
a	=	Area de flujo, (pie ²).
a''	=	Area exterior por pie lineal, (pie).
a_t	=	Area de flujo por tubo, (plg ²).
B	=	Espaciado de los deflectores o chicanas, (plg).
C	=	Calor específico del fluido caliente, (BTU/lb°F).
C'	=	Espaciado entre tubos, (plg).
c	=	Calor específico del fluido frío, (BTU/lb°F).
D	=	Diámetro interior del tubo, (pie).
D_o	=	Diámetro exterior del tubo, "
D_e	=	Diámetro equivalente para transferencia de calor y caída de presión, (pie)
f	=	Factor de fricción, (pie ² /plg ²)
G_H	=	Carga de condensado para tubos horizontales, (lb/hr.pi)
G_o	=	Gasto de agua de circulación, (gpm).
g	=	Aceleración de la gravedad, (pie/hr ²).
g'	=	Aceleración de la gravedad, (pie/seg ²).
h, h_i, h_o	=	Coefficiente de transferencia de calor en general, para el flujo interior y exterior, respectivamente, (BTU/h.pie ² °F)
h_{io}	=	valor de h_i cuando se refiere al diámetro exterior
h	=	Valor promedio del coeficiente de película condensante entre dos puntos, (BTU/hr.pie ² °F).
L	=	Longitud del tubo, (PIE)
L_c	=	Longitud del tubo expuesta a la condensación, (pie).
J_H	=	Factor para transferencia de calor, (adimensional).
K	=	Conductividad térmica, (BTU/(Hr)(pie ²)(°F/pie).
N	=	Número de deflectores en la coraza.
n	=	Número de pasos en los tubos
P	=	Perímetro, (pie)
P_T	=	Espaciado de tubos, (plg)
P	=	Caída de presión, (lb/plg ²)
P_T, P_R, P_t	=	Caída de presión: total, en los tubos y de regreso, respectivamente.

$Q =$ Flujo de calor (BTU/hr)
 $q_c, q_s =$ Flujo de calor para la condensación y el subenfriamiento, respectivamente.

LISTA DE FIGURAS

	<u>PAGINA</u>
3.2.1.- Curva de tensión de vapor de los hidrocarburos parafínicos	25
3.2.2.- Correlación entre tensión de vapor REID (TVR) y Tensión de vapor verdadera	27
3.2.3.- Curvas de burbuja y de rocío de una mezcla	28
3.2.4.- Variación de la densidad de los hidrocarburos o fracciones parafínicas al estado líquido, en función de la temperatura	30
3.2.5.- Calor específico de los hidrocarburos y fracciones líquidas de petróleo	31
3.2.6.- Calor específico de los hidrocarburos gaseosos y de algunos gases corrientes a la presión atm	32
3.2.7.- Calores latentes de vaporización de los hidrocarburos parafínicos	34
3.2.8.- Entalpías del isobutano, n-butano e isopentano	36
3.2.9.- Entalpías del pentano, hexano y heptano ...	37
3.2.10.- Conductividad térmica de los gases a presión atmosférica	38
3.2.11.- Conductividad térmica de los hidrocarburos líquidos	38
3.2.12.- Viscosidad cinemática de los hidrocarburos líquidos	39
3.2.13.- Viscosidad cinemática de los hidrocarburos gaseosos a 1 atm.	39
3.2.14.- Tensión superficial de los hidrocarburos ..	40
3.3.1.- Diagrama T - S para el n-pentano	53
3.3.2.- Vaporización de una gasolina	55
3.3.3.- Relación Temperatura-presión para la vaporización de una mezcla	56
3.4.1.- Funcionamiento de una válvula de respiración (Presión-Vacia)	12
4.1.1.- Requerimientos de venteo para tanques de almacenamiento (de baja presión) de combustibles, de acuerdo a la guía PI para ventilación de tanques	110

4.1.2., 4.1.6.-	Curvas de capacidad de flujo de las válvulas de acuerdo a la Guía API para ventilación de tanques	111 - 114
4.1.7.-	Tamaño nominal de la boquilla de la válvula ..	108
4.1.8, 4.1.9.-	Retenedores de llama	117
4.1.10.-	Indicador de nivel	130
4.1.11.-	Detalle sobre la caja de poleas	131
4.1.12, 4.1.21.-	Ilustraciones sobre protecciones básicas y principios para combatir el fuego	152 - 157
4.1.22 y 4.1.23.-	Monitores a control remoto	158 - 159
4.2.B.1.-	Variación de temperatura para el cálculo de la MLDT	164
4.2.G.1.-	Tipos de desviadores o deflectores	175
4.2.G.2.-	Cambiador de calor de cabeza fija	176
4.2.G.3.-	Cambiador de calor con Cabeza Flotante	176

FIGURAS DEL APENDICE

A.1.-	Gravedades específicas de hidrocarburos	207
A.2.-	Viscosidades de líquidos	208 - 209
A.3.-	Viscosidades de gases	210 - 211
A.4.-	Valores de $k(c/u)^{1/3}$ para hidrocarburos	212
A.5.-	Factor F de temperatura calórica	213
A.6.-	Curva de transferencia de calor-lado de tubos ...	214
A.7.-	Factores de fricción para lado de tubo	214
A.8.-	Curva de transferencia de calor para lado de la coraza, con haz de tubos con deflectores segmentados 25%	215
A.9.-	Factores de fricción lado de la coraza, para haces de tubos con deflectores segmentados 25%	216

LISTA DE TABLAS

	PAGINA
4.1.1.- Capacidad de ventilación termal	98
4.1.2.- Capacidad total de desfogue de presión de los venteos	101
4.1.3.- Razón teórica de flujo ó (Relación teórica de flujo)	107
4.1.4.- Recomendaciones mínimas para distancias entre tanques	135
4.1.5.- Recomendaciones mínimas para tanques presurizados de almacenamiento de LPG	138
4.1.6.- Mínimas recomendaciones para almacenamiento refrigerado de LPG	139
4.1.7.- Extinguidores de fuego portátiles	141
4.1.7. - 4.1.14.- Tablas con datos experimentales importantes obtenidos de la práctica mundial	142 - 146
4.2.1.- Varios condensadores-subenfriadores calculados en función de diferentes variables .	197
5.1.1.- Lista de maquinaria y equipo (y costo) ...	200

TABLAS DEL APENDICE

B.1.- Peso Molecular de los Hidrocarburos	218
B.2.- Densidad de los Hidrocarburos Parafínicos a 60°F.....	219
B.3.- Gravedades específicas y pesos normales de varios líquidos y sólidos	220
B.4.- Tabla de presión de vapor para gasolina-motor y gasolina natural	220
B.5.- Gravedades específicas y peso molecular de líquidos	221
B.6.- Disposición de los espejos de tubos	222
B.7.- Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor	223
B.8.- Dimensiones de tubería de acero (IPS)	224
B.9.- Factores de Obstrucción	225
B.10.- Pérdidas Totales(de hidrocarburos) al año.	226
B.11.- % de pérdidas totales con respecto a la Producción anual (Incluido Importaciones) ..	227
B.12.- Constantes físicas de los hidrocarburos parafínicos y otros líquidos y gases	228

B.13.- Contenido de gasolina de una mezcla
aire-vapor a diferentes temperaturas
basada en una gasolina de verano que
tiene 9 lb de P.V.R. a 100°F.

229

CONTENIDO

	<u>PAGINA</u>
Declaración	5
Lista de Símbolos	6
Lista de Figuras	8
Lista de Tablas	10
Contenido	12
 <u>CAPITULO 1</u>	
Introducción	16
Antecedentes	18
 <u>CAPITULO 2</u>	
2.1. Estudio de factibilidad del proyecto	20
 <u>CAPITULO 3</u>	
<u>ANALISIS DEL PROBLEMA</u>	
3.1. Especificación del tipo de gasolina	23
3.2. Constitución y propiedades físicas químicas ..	23
A) Tensión de vapor	24
B) Propiedades críticas	26
C) Densidad	29
D) Propiedades térmicas	30
E) Viscosidad	35
F) Tensión superficial	41
G) Datos generales sobre las propiedades físi- co-químicas de los hidrocarburos, con res- pecto al estudio del problema de las pérdi- das	41
3.3. Análisis termodinámico	44
A) Propiedades energéticas de un sistema	45
B) Manifestaciones energéticas de un proceso .	46
C) El primer principio de la termodinámica ...	46
D) Formas particulares del primer principio ..	47
E) El, segundo principio y su aplicación a los equilibrios	49
F) Relaciones que ligan las funciones termodi- námicas de un sistema homogéneo de composi- ción constante con las condiciones de volu- men, presión y temperatura que lo definen .	50

	<u>PAGINA</u>
G) Balance de Energía	52
H) Puntos de burbuja y de rocío	54
3.4 EVALUACION DE LAS PERDIDAS POR EVAPORACION	
i) Mecánica de las pérdidas	57
- Presiones parciales	58
- Comportamiento de los gases no saturados	59
- Pérdidas por respiración del tanque de	
cubierta cónica	60
- Volumen de vapor a galones de líquido ..	62
- Pérdidas por llenado	63
ii) Principales fuentes de pérdidas por eva-	
poración	64
iii) Factores que intervienen en la evapora-	
ción	67
A) Evaluación de las pérdidas por "Respiraciones	
Pequeñas" (Almacenamiento Estático)	70
- Determinación Experimental de las Perd.	
por Resp. Peq.	72
- Determinación Experimental de las Pérdi-	
das por "Respiraciones Grandes" (Opera -	
ciones de llenado) ...!	74
B) Análisis de la Recuperación	75

CAPITULO 4

SISTEMA RECUPERADOR	77
Tanques de almacenamiento	77
A) Techo fijo ACCESORIOS	79
B) Techo flotante.- ACCESORIOS	82
C) Ventilación de tanques de almacenaje de techo	
fijo y de baja presión (Presiones y vacíos at	
mosféricos	84
- El tanque y su producto almacenado-Magnitud de	
las pérdidas	85
- Seguridad del tanque	88
- Protección al fuego	91
4.1 NORMAS DE OPERACION Y SEGURIDAD	94
"GUIA API para Ventilación de tanques y proce	
dimiento recomendado para ensayar los disposi	
tivos de ventilación, para tanques de almace	
naje de baja presión a colocarse sobre el te	
rreno, para productos de petróleo y petróleo".	96

	<u>PAGINA</u>
- Retenedores de llama	116
- Limitaciones del uso de los retenedores de llama	120
- Ventilación de tanques de almacenaje-Recipientes de presión	122
- Calibrage del nivel del líquido	126
- Métodos para medición del nivel	128
- Muestreo y toma de Temperatura	133
NORMAS DE SEGURIDAD	
Distancias mínimas entre tanques y grupos de tanques ..	135 - 140
Datos experimentales importantes obtenidos de la práctica mundial.....	142
Nuestros criterios sobre NORMAS DE OPERACION para MINIMIZAR las PERDIDAS por EVAPORACION	146
Criterios sobre NORMAS de SEGURIDAD INDUSTRIAL, para Refinerías y terminales de almacenamiento de petróleo y productos de petróleo	149
4.2 CALCULO Y DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DEL CALOR ...	160
A) Condensación	160
- en tubos verticales	162
- en tubos horizontales	163
B) Cálculo de la MLDT	164
C) Caída de presión permisible para un vapor condensante	166
D) Factores de obstrucción	168
E) Caída de presión lado de la coraza	172
F) Caída de presión en los tubos	173
G) Deflectores o Chicanas	175
H) Elementos para el cálculo del condensador ...	177
I) Método de cálculo del condensador	178
CALCULOS DEL CONDENSADOR	179
Cálculo y selección de las bombas	198
4.3. Elementos de control del equipo recuperador	199
 <u>CAPITULO 5</u>	
ANALISIS ECONOMICO	200
 <u>CAPITULO 6</u>	
Conclusiones y recomendaciones	203

CAPITULO 7

APENDICE.- I.- NOTAS	205
A.- GRAFICOS	207
B.- TABLAS	218
BIBLIOGRAFIA	230

C A P I T U L O 1

Introducción

Uno de los fenómenos más importantes en la industria del petróleo es el de la "EVAPORACION" y las consecuencias negativas engendradas por el mismo, tales como: pérdidas económicas, disminución de la calidad del producto y fundamentalmente pérdidas irre recuperables de energía y contaminación ambiental.

Por lo antedicho, este fenómeno se ha convertido en un problema de preocupación mundial, y las investigaciones al respecto, están en el orden del día de los países desarrollados.

Para citar un ejemplo diremos que en base a la experiencia, la URSS pierde alrededor del 9% de todo el volumen de hidrocarburos producidos anualmente, esto corresponde a 27 millones de toneladas.*

* Curso sobre "Depósito de Hidrocarburos" ESPOL 73-74

La cantidad de pérdidas en los depósitos de petróleo se elevan al 2,5% de todas las pérdidas; en las refinerías se pierde 3% y de 2,5% a 3% en el proceso de transporte y el resto a causa de averías.

En los EE.UU. estas cifras no varían mucho. Estos ejemplos nos dan una idea de cómo el transporte y almacenamiento de hidrocarburos constituye un serio problema que tendrá que ser resuelto naturalmente por los ingenieros.

Lamentablemente la falsa transferencia de tecnología* y dado que el problema es nuevo en cuanto a investigación se refiere, muy poca información tenemos al respecto en el país, éste ha sido uno de los obstáculos más serios que hemos tenido que salvar, no obstante de una u otra forma se ha logrado recopilar alguna información que servirá para elaborar NORMAS técnicas que minimicen las pérdidas de hidrocarburos por evaporación con el consiguiente beneficio para el país.

Sabemos que los productos claros del petróleo (benzinas, gasolinas) y crudos, contienen gran cantidad de hidrocarburos fácilmente evaporables y que la evaporación tiene lugar a cualquier temperatura, a consecuencia del movimiento térmico de las moléculas del producto. Entonces las fuentes principales de pérdidas son los depósitos de petróleo: por evaporación en los tanques de almacenamiento y durante las operaciones de carga y descarga, perdiendo por este fenómeno los petróleos sus buenas cualidades además de sufrir una reducción de su volumen, lo cual afecta al estado ecuatoriano, pues el petróleo es un recurso natural que debe conservarse por todos los medios prácticos posibles para su utilización total.

* Los países desarrollados proveen solamente la información que les parece conveniente, reservándose o negando tácitamente cierta información a los países en vías de desarrollo.

Son también fuentes potenciales de pérdidas y muy serias, muchas de las operaciones utilizadas en la producción, refinación, transporte y mercadeo del petróleo, por tanto es necesario emplear procedimientos adecuados que las disminuyan, con lo que obtendremos ventajas apreciables. "Nuestro propósito será entonces establecer una serie de Normas que minimicen las pérdidas por evaporación y complementarlas con un sistema mecánico de recuperación de aquellas pérdidas inevitables".

En los momentos actuales en que el país se inicia como productor importante de petróleo en el mundo, y más aun cuando está a punto de iniciar la industrialización del mismo mediante la refinería estatal, queremos aportar en el afán de investigación de los problemas técnicos específicos, que la industria presenta, dedicando nuestra atención a uno de ellos y esperando que la Institución y el Departamento de Ingeniería Mecánica en especial incentiven a las nuevas promociones a ampliar los conocimientos en este campo y aportar soluciones a los muchos problemas en él existentes, en salvaguarda de nuestros recursos naturales y de los intereses nacionales.

ANTECEDENTES

A.- La Escuela Superior Politécnica del Litoral, mediante convenio suscrito con el Ministerio de Recursos Naturales y Energéticos, realizó en la primera mitad de año 1975 un trabajo de "Investigación de las pérdidas de Hidrocarburos que se producen en los depósitos de almacenamiento de todo el territorio nacional" cuyo informe fue aprobado por dicho Ministerio y en el mismo que constan datos importantísimos de las pérdidas de esta clase de energía irrecuperable, las cuales son hasta cierto punto exageradas.

Este motivo ha servido de incentivo para realizar el presente proyecto, pues habiendo el suscrito participado en el trabajo de investigación como miembro del equipo investigador, tiene conocimiento de ciertos datos experimentales así como de ciertas recomendaciones que podrían servir para solucionar el problema y que las mencionaremos en su debida

oportunidad.

B.- Además de la interesante experiencia obtenida en el trabajo citado, existe un Trabajo Experimental realizado previo a la obtención del Título de Ingenieros Químicos de los ahora Ingenieros JOHNY CARCHI y J. BOHORQUEZ, quienes lograron medir las pérdidas reales de hidrocarburos por llenado y vaciado, así como por almacenamiento estático en un tanque experimental de la compañía Texaco-Gulf en Guayaquil.

Los datos por ellos obtenidos difieren mucho de las pérdidas reales obtenidas en el trabajo hecho por la ESPOL debido a que se parte de un tanque en condiciones óptimas de trabajo, cosa que no sucede en el país, pues uno de los factores importantes de pérdidas es el mal estado de los tanques, su mala ubicación, su falta de mantenimiento, su mala hermetización, el mal estado de sus válvulas, etc., como lo muestran los gráficos o fotografías que acompañan al trabajo al que nos referimos anteriormente (de la E.S.P.O.L.).

No obstante creemos que esas fallas técnicas pueden ser solucionadas con un control serio o mediante un decreto de Normalización de tanques y depósitos por un organismo estatal, para el efecto aportaremos con cierta información técnica y sugerencias, por lo demás nos centraremos exclusivamente en el carácter y recuperación de las pérdidas inevitables.

Sin embargo creemos de nuestro deber recordar que mientras más pronto se dicten las normas mencionadas, el país estará recuperando una gran cantidad de energía y por ende habrá un gran ahorro económico, pues estas pérdidas triplican lo máximo permitido internacionalmente como se muestra en la tabla del Apéndice.

Finalmente es necesario mencionar que los valores obtenidos de las mediciones experimentales son muy cercanos a los que se obtiene aplicando fórmulas desarrolladas por el American Petroleum Institute (API).

C A P I T U L O 2

2-1 Estudio de Factibilidad del proyecto

El Ecuador, país en vías del desarrollo (?) aumenta aceleradamente sus necesidades energéticas provenientes de los productos derivados del petróleo. Aún más, en el momento actual en el que se ha convertido en un importante centro de producción de petróleo (ocupa un lugar preferencial en el mundo) y que dentro de pocos meses inclusive empezará a industrializar parte de su producción, mediante la refinería estatal en la misma que se producirá 55.000 BBLs de crudo procesado*, que serán obtenidos mediante el método de fraccionamiento por destilación directa, que evita el procedimiento de lavado posterior para evitar autooxidación y polimerización y por consiguiente la formación de gomas y gelatinificación que obstruyen los conductores de alimentación de los motores y causan otros inconvenientes en su funcionamiento, características éstas de la gasolina obtenidas por cracking. Empero el método de destilación directa incluye olefinas livianas, las mismas que son

* La producción diaria de gasolina será de 17.000 BBLs (82, 90, Octanos y de Aviación)

muy volátiles.

Además, todos conocemos que es una preocupación mundial el agotamiento de las reservas petrolífero-energéticas y que se trata a cualquier precio de evitar el derroche, estableciéndose incluso en los países más desarrollados un racionamiento de su uso.

Por último considerando que, nuestro país posee una naturaleza rica y bella, principalmente en la zona de las islas Galápagos, es indispensable la protección contra la contaminación ambiental. Encontrándose que la cantidad de hidrocarburos perdidos por diferentes causas son excesivas con relación al área del territorio nacional, es indudable que la contaminación del ambiente y suelos es ya un problema de magnitud, especialmente en el ambiente alrededor de los depósitos. Esto último demuestra que la preocupación estatal manifestada en el artículo periodístico de El Universo del 2 de Junio de 1974 "Reducirán al mínimo nivel de contaminación en la Península", ha quedado reducida a este artículo.

En estas circunstancias el manejo de los productos, el almacenamiento y el transporte principalmente, implica el conocimiento de las pérdidas por evaporación, y los métodos de reducirlas, puesto que actualmente el movimiento que tiene la gasolina produce gran cantidad de pérdidas.

Si consideramos el % de pérdidas calculadas por el equipo investigador de la ESPOL que alcanza cifras elevadas sin estar consideradas en su totalidad, por que nuestro trabajo se veía entorpecido por la actitud reacia de las compañías a proporcionar datos o, por la no existencia de los mismos en ciertos lugares o en fin por cuanto las medidas tomadas tenían errores por defecto debido a la carencia de parte de la ESPOL de buenos equipos de medición. El % mencionado alcanza el 6,75% de la producción anual que se pierde de gasolina comercial, 3,61% de Especial, 3,99% de solvente y 3,14% de gasolina de Aviación entre las pérdidas más notables como se puede ver en la tabla del Apéndice. De estas pérdidas las que se deben a evaporación constituyen la mayor parte.

Todo lo anteriormente expuesto, justifica cualquier esfuerzo económico para minimizar las pérdidas de nuestro país y por tanto creemos sin entrar en más detalles económicos que es factible realizar nuestro proyecto, el mismo que sin ser el único método es un aporte con el que creemos cumplir con un deber de Politécnicos y de Ecuatorianos, al interesarnos por uno de los muchos problemas que tiene el país en el aspecto técnico. Esperamos además que este trabajo sea un incentivo como ya lo dijimos para futuras promociones de Ingeniería Mecánica, y que la Institución misma, afronte mediante la investigación en equipo estos emergentes problemas que tiene el país.

Nuestro proyecto consiste de un condensador-subenfriador conectado a la válvula de seguridad de un tanque de techo fijo, la misma que deberá ser de flujo unidireccional (de adentro hacia afuera). El tanque deberá tener otra válvula unidireccional en sentido contrario para las inhalaciones en el proceso de vaciado o cuando la temperatura disminuye y la presión ambiental aumenta. Los vapores condensados podrán ser almacenados en un depósito cercano y, luego devueltos al tanque del cual provinieron.

CAPITULO 3

ANALISIS DEL PROBLEMA

3.1 ESPECIFICACION DEL TIPO DE GASOLINA

Siendo los productos parafínicos los que más afectados por el fenómeno de la evaporación, escogemos para nuestro estudio la gasolina de motor (comercial, especial y la de aviación), compuesta por una serie de hidrocarburos parafínicos; y para simplificar los problemas de cálculos y por no existir datos experimentales nos ubicaremos dentro de las Gasolinas de 80 Octanos.

Es importante sin embargo, recalcar que el sistema que diseñaremos para recuperar las pérdidas puede servir perfectamente para tanques de almacenamiento de crudo y algunos de sus derivados puesto que en realidad son las partes más volátiles de estos los que pierden (desde el butano hasta el hexano), teniendo todos ellos aproximadamente las mismas condiciones físicas.

3.2 CONSTITUCION Y PROPIEDADES FISICO-QUIMICO DE LOS HIDROCARBUROS PUROS Y DE SUS MEZCLAS

El estudio actual tiene por fin no solo completar el aspecto analítico de las relaciones entre las propiedades y las estructuras moleculares, sino también proporcionar simultáneamente para fines de esta tesis, fuentes de información en forma de ecuaciones, tablas o diagramas y correlaciones entre las diversas características, así como métodos fundamentales de cálculo.

La materia prima de la que estamos tratando, se presenta bajo tres formas:

1. **HIDROCARBUROS PUROS:** Las principales propiedades físico-químicas se dan en tablas, como las que incluyen en el Apendice de este trabajo o a lo largo del mismo, para los hidrocarburos ligeros. Las variaciones de estas propiedades en función de la presión y de la temperatura están representadas, generalmente, por medio de curvas.

2. **FRACIONES DE PETROLEO:** La complejidad de su composición impide su análisis. Unicamente suelen conocerse, en general, la densidad y la curva de destilación ASTM, que permiten, por medio del factor de caracterización, adquirir una idea de la estructura molecular media. En este particular, la regla general consiste en hallar una equivalencia entre la fracción compleja y un hidrocarburo puro imaginario, que

tuviera las mismas o aproximadamente las mismas características físico-químicas que la fracción. Esta equivalencia se basará en el peso molecular, la temperatura de ebullición, las coordenadas críticas, etc. En estas condiciones, a partir del conocimiento de la densidad y de la curva de destilación ASTM, que permite la destilación de la temperatura media ponderada de ebullición, podrán ser obtenidas las características físicas principales de una fracción de petróleo, ya directamente, utilizando datos relativos a los hidrocarburos puros que tengan, precisamente, igual densidad y la misma temperatura de ebullición o indirectamente, por correlaciones empíricas.

3. MEZCLAS DE HIDROCARBUROS PUROS O FRACCIONES DE PETROLEO: La mayor parte de productos de origen petrolífera son mezclas relativamente sencillas en el caso de los gases, pero muy complejos cuando se trata de fracciones líquidas. Por otra parte, los productos comerciales, obligados por la necesidad de conseguir las especificaciones deseadas, son en general, mezclas de fracciones en sí mismo complejas: gasolina carburante para reactores, full-oils y aceites. Es pues necesario conocer las leyes de aditividad de las diversas propiedades en las mezclas. Algunas características, tales como densidad, peso molecular, potencia calorífica y en entalpía se ponderan según una fórmula matemática muy sencilla, correspondiente, por lo general, a una ley termodinámica y otras tales como viscosidad, número de octano, punto de congelación, presión de vapor REID, exigen correlaciones empíricas obtenidas después de numerosos ensayos.

Las principales propiedades Físico-Químicas son:

A. TENSION DE VAPOR

1. HIDROCARBUROS PUROS: La tensión de vapor mide la tendencia de las moléculas a escaparse de una fase líquida para engendrar una fase vapor en equilibrio termodinámico. Es una función creciente de la temperatura y específica de cada cuerpo puro. Existen numerosos diagramas que representan las curvas de tensión de vapor de los hidrocarburos puros hasta 8 o 10 átomos de carbono en la molécula. Estos diagramas utilizaremos en nuestro problema por tratarse de hidrocarburos ligeros los que se encuentran en los vapores de gasolina. En cuanto a hidrocarburos pasados, no intervienen generalmente, más que mezclas muy complejas, cuya composición elemental es de imposible determinación. El conocimiento de sus curvas de tensión de vapor no presenta directamente interés por sí mismo, sino en tanto se trate de hidrocarburos pesados ficticios equivalentes precisamente a una mezcla compleja.

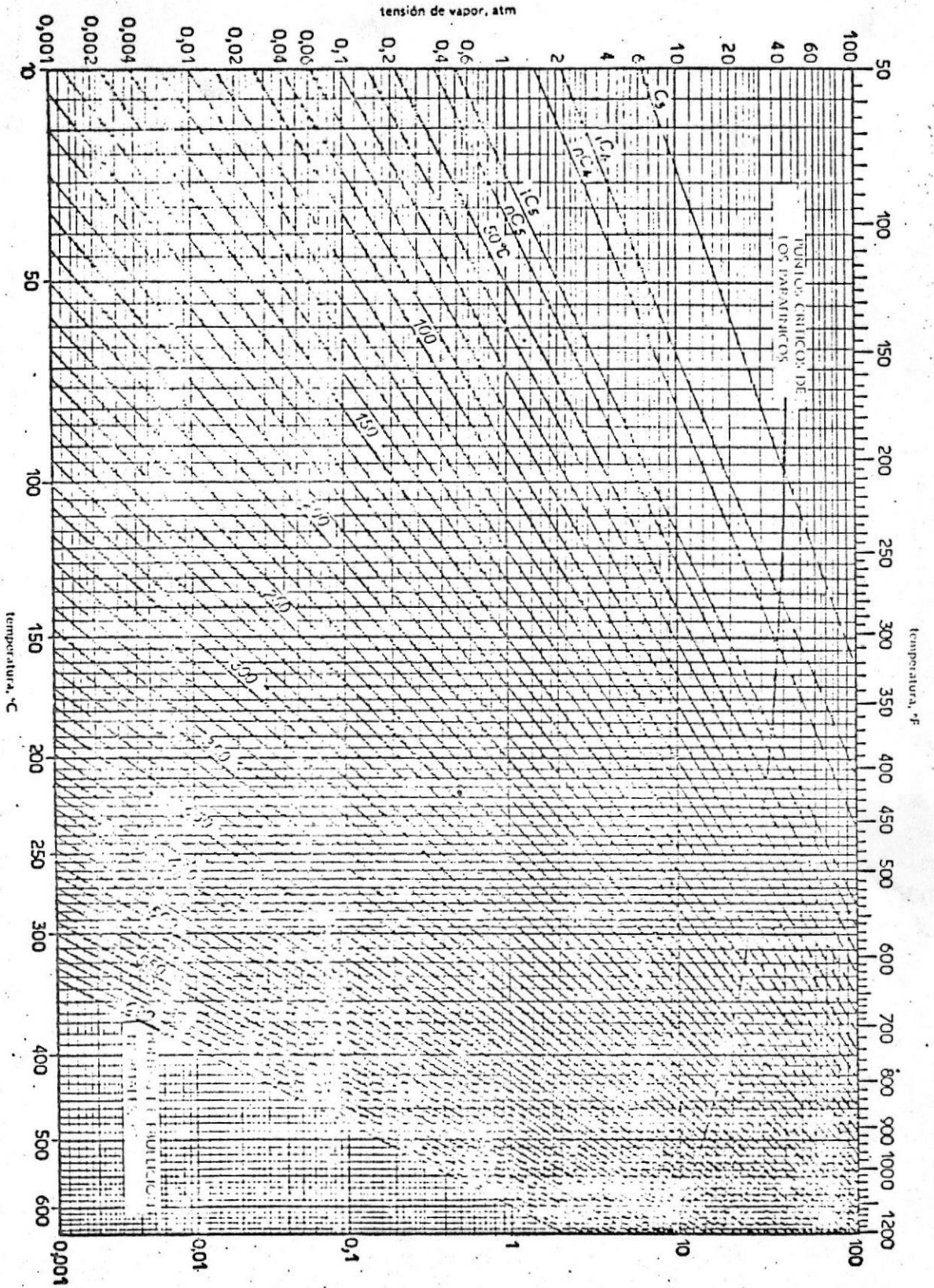


Fig. 3.2.1—Curvas de tensión de vapor de los hidrocarburos parafínicos (Cox chart).

La figura 3.2.1 nos da la tensión de vapor de los hidrocarburos parafínicos y sus puntos críticos amén de sus puntos de ebullición a presión atmosférica.

2. FRACCIONES DE PETROLEO: La tensión de vapor de una fracción del petróleo puede medirse como la de un cuerpo puro. El estudio de los equilibrios líquido-vapor define la tensión de vapor de una mezcla compleja como la presión de burbuja de dicha mezcla a una temperatura dada. En realidad se mide la tendencia de estas moléculas a escaparse por un ensayo más sensible descrito en la Apéndice I, y que da la presión de vapor REID (PVR). El valor de la PVR a 37,8°C (100°F) es la suma de la tensión de vapor parcial de los hidrocarburos y de la presión parcial del aire. Como el volumen de la cámara de aire está normalizado, es posible establecer una correlación entre la PVR y la tensión de vapor verdadera (TVV) de la mezcla, como se presenta en la Fig. 141 para las gasolinas. La relación entre la TVV y la PVR esta generalmente entre 1,0 y 1,5.

3. MEZCLAS: Ya se trate de una mezcla de hidrocarburos puros conocidos o de fracciones complejas, la aditividad de las tensiones de vapor verdaderas hace intervenir las moléculas es necesario, por lo tanto, ponderar esta propiedad, en función de los porcentajes moleculares de cada constituyente, como lo prevee la ley de Raoult para las disoluciones ideales:

$$(TVV)_m = (TVV)_i X_i$$

con: $(TVV)_m$ = Tensión de vapor verdadera de la mezcla a t°

$(TVV)_i$ = Tensión de vapor verdadera de un constituyente cualquiera y de la mezcla a t° .

X_i = fracción molar de este constituyente.

Por supuesto, todos los términos de tensión de vapor se miden a la misma temperatura. La ley de RAOULT, se aplica, sin término correctivo, a cualquier mezcla de hidrocarburos tomada en condiciones suficientemente alejadas del punto crítico, como sucede habitualmente. Las mezclas de fracciones complejas de petróleo precisan, pues, el conocimiento del peso molecular que se obtiene por la lectura en el diagrama de caracterización.

B. PROPIEDADES CRITICAS

1. HIDROCARBUROS PUROS: La temperatura y la presión críticas son,

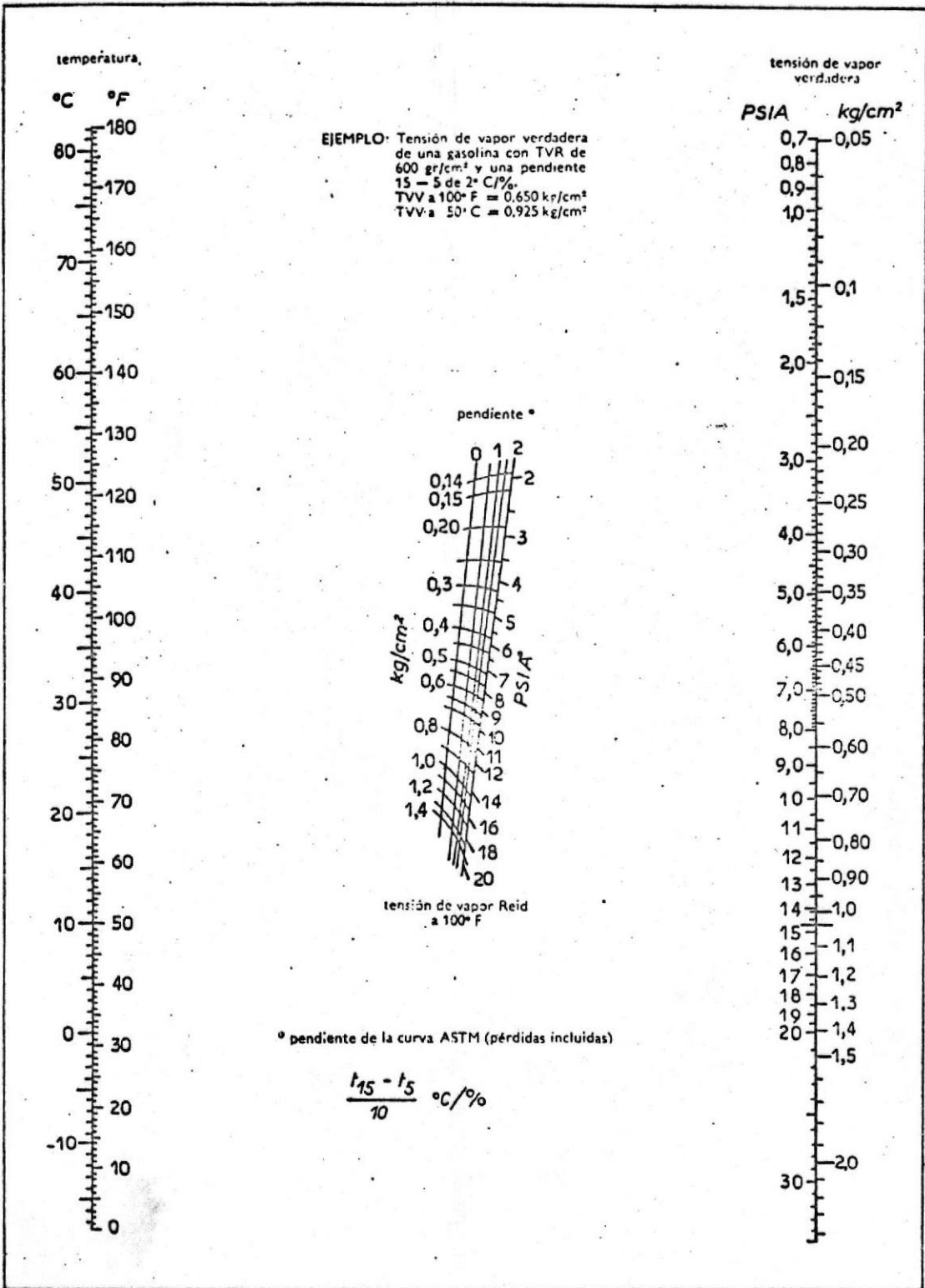


Fig. 3.2.2 — Correlación entre tensión de vapor Reid (T.V.R.) y tensión de vapor verdadera.

igualmente, características físicas de los hidrocarburos. Estos dos parámetros definen el punto límite superior de la curva de tensión de vapor más allá del cual no se observa el cambio de fase; este punto crítico corresponde a la identidad perfecta de las propiedades del líquido y del vapor: densidad, índice de fracción, etc. En particular el calor de vaporización se hace nulo en dicho punto. Para cada familia de hidrocarburos los puntos críticos están distribuidos regularmente sobre curvas en el diagrama tensión de vapor vs. temperatura, como lo muestra la fig. 3.2.1 para los hidrocarburos parafínicos.

2. FRACCIONES DE PETROLEO: El estudio de los equilibrios líquido-vapor muestra que una mezcla de hidrocarburos, admite igualmente un punto crítico verdadero, correspondiente a la imposibilidad de un cambio de fases. Este punto crítico C corresponde a la unión de las curvas de burbuja y de rocío de la mezcla, representada en la fig. 3.2.3 por encima del lugar de los puntos críticos de los hidrocarburos parafínicos. Se ha establecido una equivalencia entre una fracción compleja y un hidrocarburo ficticio puro, por la definición de la temperatura media ponderada.

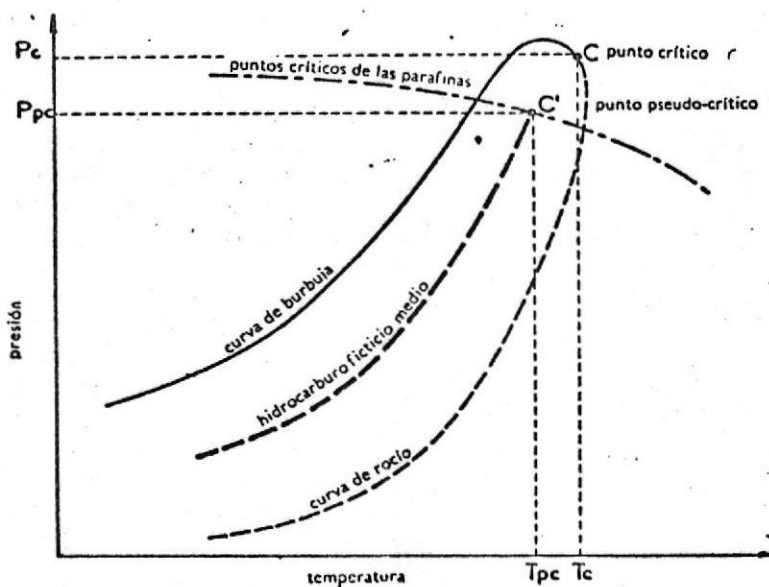


Fig. 3.2.3 — Puntos crítico y pseudo-crítico de una mezcla.

Aquí igualmente se puede investigar esta equivalencia, considerando un hidrocarburo ficticio cuya curva de tensión de vapor media esta comprendida entre la curva de burbuja y de rocío. Este hidrocarburo tendrá un punto crítico verdadero C, situado sobre el lugar precedente, que se llamará punto pseudo-crítico de la fracción. Sus coordenadas pseudo-críticas T_{pc} y P_{pc} se utilizarán en el cálculo de las condiciones reducidas T_r y P_r lo que permitirá obtener correlaciones exactas de las propiedades físicas de la fracción en el sistema reducido

de igual modo que con los hidrocarburos puros.

C. DENSIDAD

1. LIQUIDOS: Excepto para los cálculos que exijan una gran precisión, se podrá usar indistintamente la "SPECIFIC GRAVITY" 60/60, o la densidad a 15,5°C (60°F), (SP.GR.11/gal).

Las variaciones de la densidad de los hidrocarburos líquidos o función de la temperatura vienen dadas por la Fig. 3.2.4 que puede utilizarse de una manera general, cualquiera que sea la naturaleza química de los hidrocarburos o de las fracciones.

2. VAPORES: Para los gases o los vapores nunca se expresa la masa específica en kg/m³, o la densidad relativa del aire. Como la masa específica es muy sensible a la temperatura y a la presión, se ha elegido un estado de referencia, definido por T = 0°C y P=1 atm, para el que todos los moles-kilogramos ocupan sencillamente el mismo volumen, 22,4 m³. La masa específica m_s se calcula pues, por

$$m_s = \frac{\text{peso molecular}}{22,4} \quad (\text{kg/m}^3) \text{ a } 0^\circ\text{C y } 1 \text{ atm.}$$

En el sistema Inglés

$$m_s = \frac{\text{peso molecular}}{359} \quad (\text{lb/pie}^3) \text{ a } 0^\circ\text{C y } 1 \text{ atm.}$$

Los métodos empleados para calcular la masa específica gaseosa en función de la temperatura y presión, son idénticos, ya que se trata de hidrocarburos puros o de mezclas. Todos precisan tener en cuenta la ecuación de estado que relaciona los 3 parámetros: presión, volumen y temperatura; de aquí que se emplee la expresión: ecuación P.V.T. La definición general de m_s = M/V, en donde V es el volumen molecular, conduce a la consideración de los casos siguientes:

a) Gas perfecto.- Siempre se podrá considerar que un gas o unos vapores de hidrocarburos, bajo una presión inferior a 3 atm. tienen un comportamiento perfecto, lo que permite escribir:

$$PV = n RT$$

$$m_s = M \frac{P}{RT} \quad (\text{kg/m}^3)$$

en donde M es el peso molecular en kg; P la presión en atm; T la temperatura absoluta en °K y R la constante de los gases perfectos que se cifra 0,08205. En el sistema Inglés R = 10,73 para un mol-libra

con P en psia, V en pies³ y T en °R.

b) Gas Real.- Por encima de 3 atm. es necesario introducir una corrección de la fórmula precedente, para compensar el estado no perfecto:

$$M \ m_s = M \cdot \frac{P}{uRT}$$

donde u: es el factor de compresibilidad.

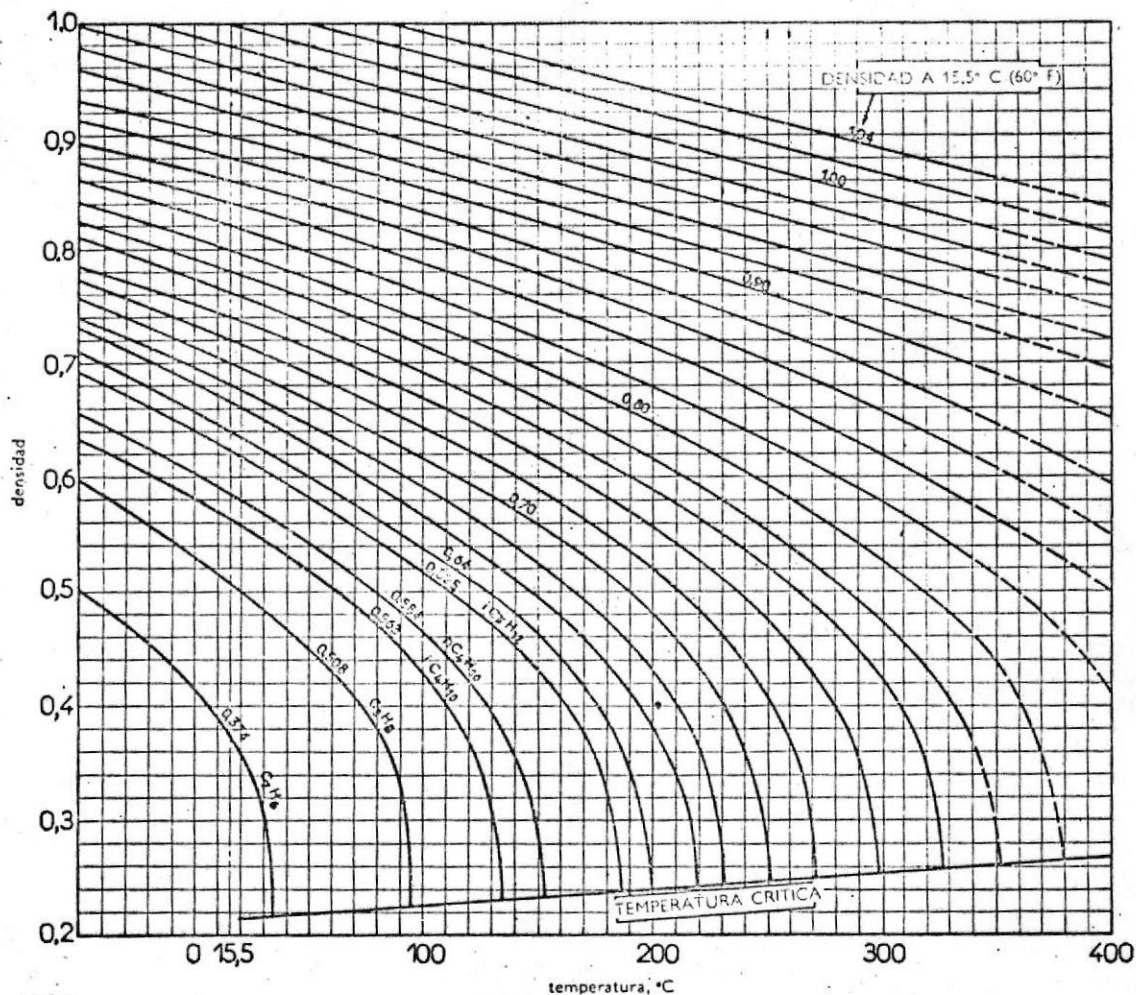


Fig. 3.2.4- Variaciones de la densidad de los hidrocarburos o fracciones parafínicas al estado líquido, en función de la temperatura.

D. PROPIEDADES TERMICAS

1. CALOR ESPECIFICO: Es la cantidad de calor que se precisa aplicar a la unidad de masa para aumentar su temperatura en un grado. La unidad de calor específico es, la misma en los sistemas métricos de Inglés. Industrialmente, se toma por unidad de masa el kg o la tonelada o la libra. En estas condiciones se tiene pues:

$$\text{Kcal/Kg.}^\circ\text{C} = \text{Th/T.}^\circ\text{C} = \text{BTU/lb}^\circ\text{F}$$

El calor específico en el estado líquido es una función prácticamente lineal de la temperatura, salvo en los hidrocarburos ligeros (C₅), como

se ve en la Fig. 3.25. Depende, igualmente, de la densidad de la naturaleza química de los hidrocarburos presentes en las fracciones, lo que se tiene en cuenta empleando una curva de corrección en función del factor de caracterización (16).

El calor específico a presión constante en estado vapor es función de las mismas variables, pero depende además, de una manera muy sensible, de la presión. La Fig. 3.2.6 da los calores específicos de los hidrocarburos ligeros y de algunos gases bajo presión atmosférica o inferior.

2. COEFICIENTE DE COMPRESION ADIABATICA: La compresión o la expansión adiabática de los gases se efectúa según la ley.

$$PV^\gamma = \text{Constante}$$

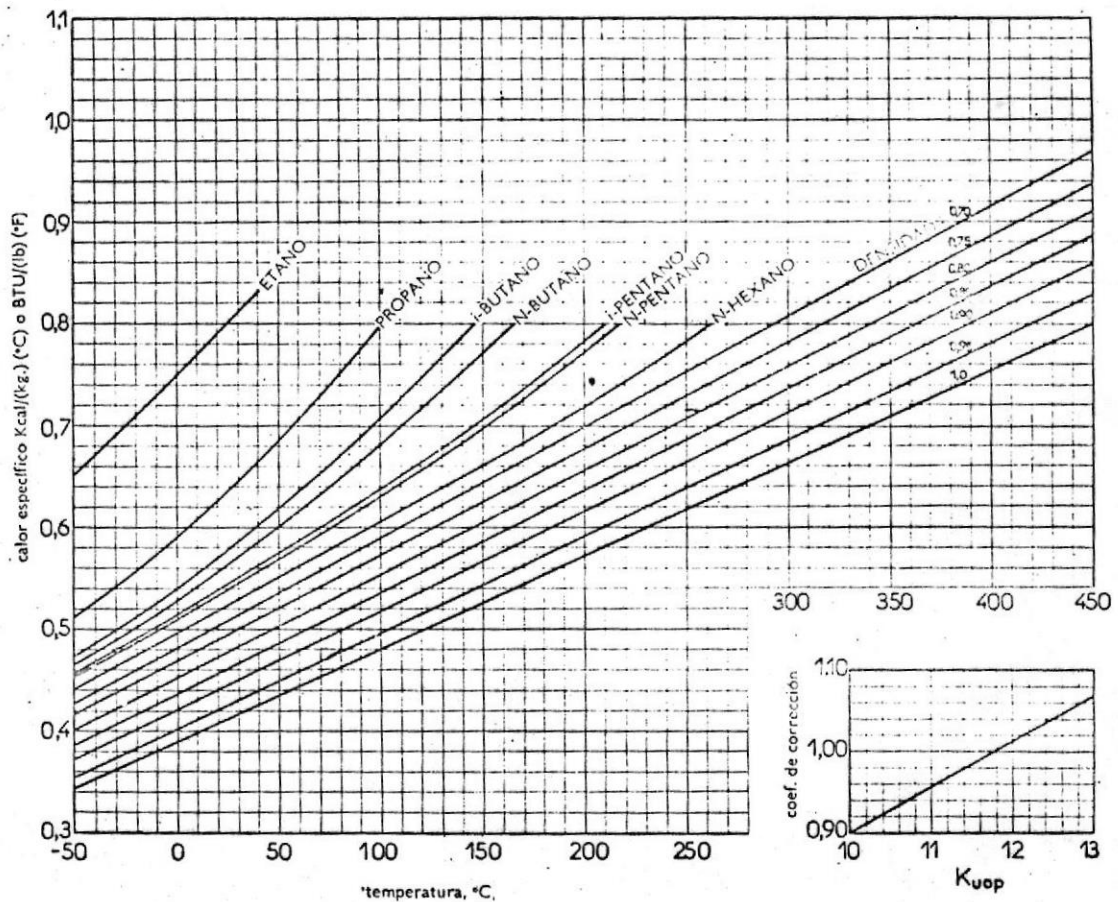


Fig 3.2.5 - Calor específico de los hidrocarburos y fracciones líquidas de petróleo.

que en el caso de los gases perfectos, conduce a la siguiente relación entre P y T.

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}$$

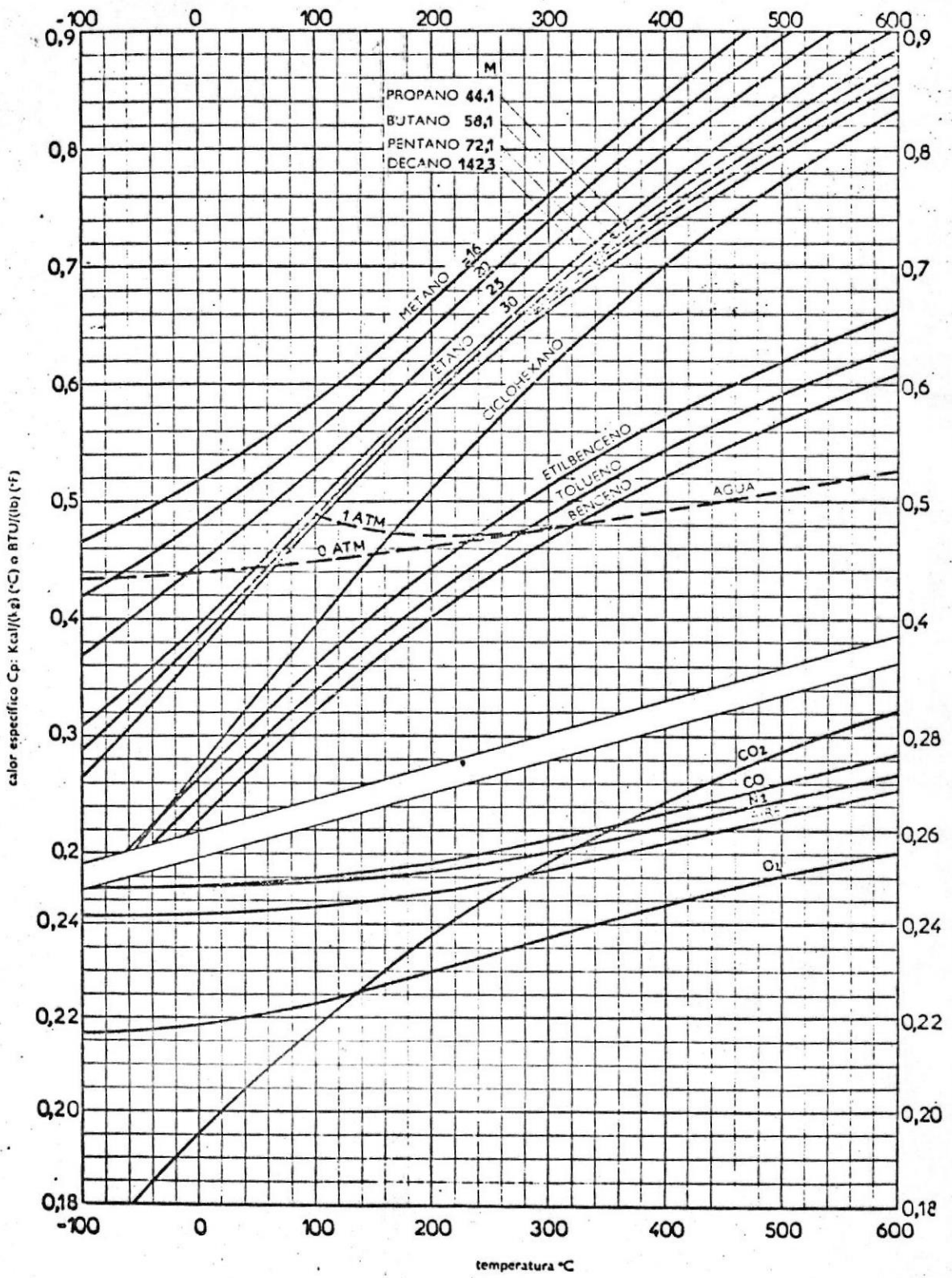


Fig. 3.2.6 - Calor específico de los hidrocarburos gaseosos y de algunos gases corrientes a la presión atmosférica.

En estas dos expresiones interviene el coeficiente, que es igual al cociente de los calores específicos a presión constante C_p y a volumen constante C_v se tiene:

$$\gamma = \frac{C_p}{C_v} = \frac{C_p}{C_p - 1,99} = \frac{Mcp}{Mcp - 1,99}$$

3. CALOR LATENTE DE VAPORIZACION: Es la cantidad de calor suministrada a la unidad de peso de una sustancia, para transformarla en vapor. En el caso de los hidrocarburos puros, esta transformación se efectúa a presión y temperaturas constantes, mientras que para las mezclas, puede realizarse por dos caminos: bien a presión constante y temperatura variable como es el caso mas frecuente, o bien a temperatura constante y presión variable. En cualquier caso el calor latente de vaporización se expresa en cal/kg. o en cal/mol y en sistema Inglés en BTU/lb = 5/9 cal/kg.

El calor de vaporización de los hidrocarburos puros es función de la temperatura o de la presión, es decir, de la tensión de vapor a la temperatura considerada. La Fig. 3.2.7 establecida por MAXWELL, da los calores latentes de los hidrocarburos ligeros hasta el octano, así como los correspondientes a los hidrocarburos parafínicos mas pesados, identificados por su temperatura normal de ebullición.

4. ENTALPIA (Heat content): La entalpía de un hidrocarburo puro o de una fracción del petróleo expresa la cantidad total de calor contenida en hidrocarburo o en la fracción cuyo estado termodinámico debe ser definido por la presión y la temperatura.

El vapor absoluto de la entalpía no presenta interés; unicamente se varían sus variaciones entre 2 estados por ser un índice de la cantidad de calor a suministrar o a eliminar.

A presión constante, la expresión general de la función entalpía H se escribe:

$$H_{1-2} = \int_1^2 c_p dt + \Lambda$$

en donde Λ es el calor de vaporización; la integral representa el calor específico en el estado líquido y vapor. Es, pues, necesario elegir un estado de referencia para calcular esta función: $H=0$ en el cero

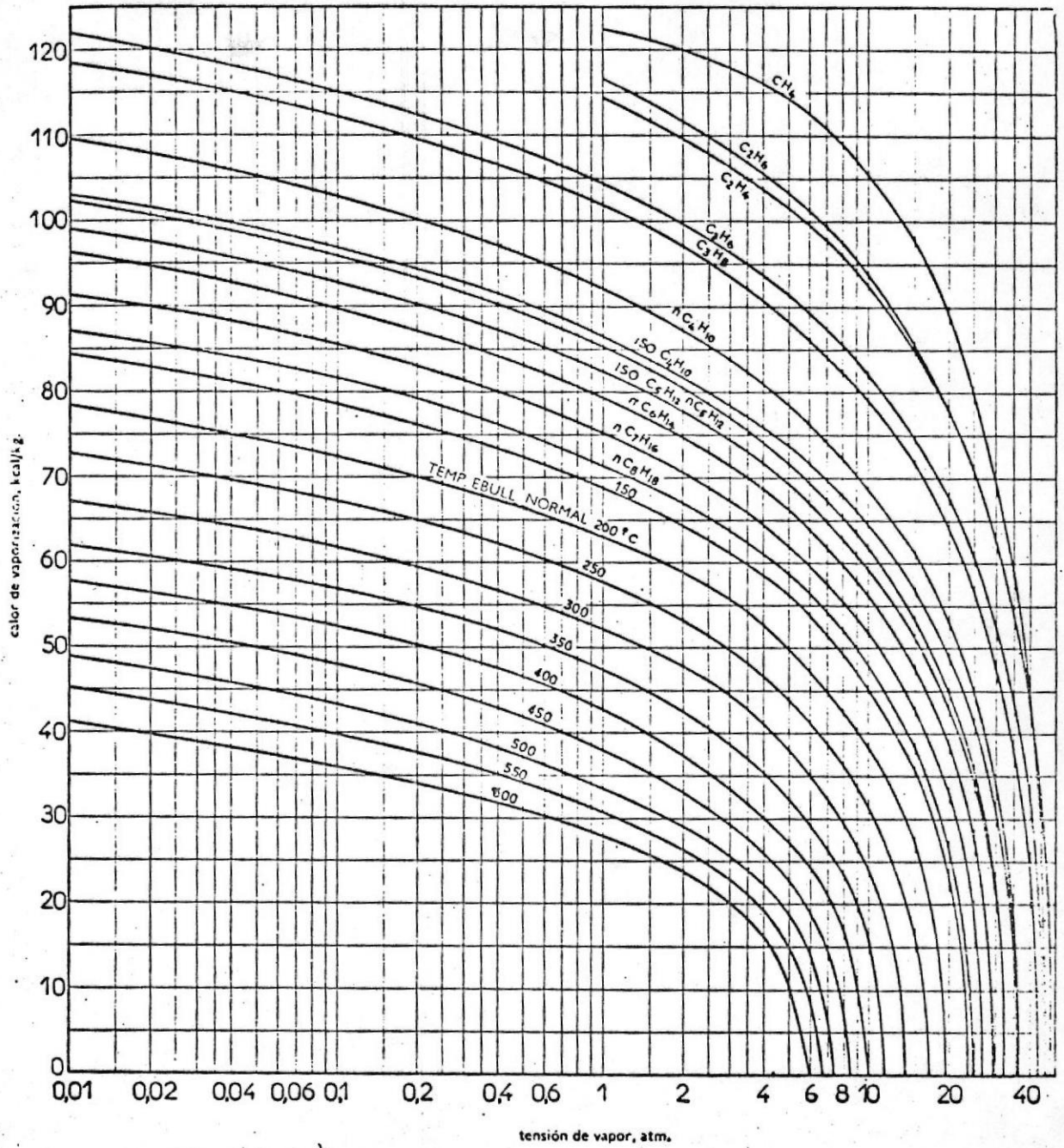


Fig. 3.2.7 — Calores latentes de vaporización de los hidrocarburos parafínicos.

absoluto o a 0°C ó a 0°F. Así, la entalpía del hexano a 100 °C bajo 1 atm., estará constituida por el calor necesario para calentar el hexano líquido desde 0 C a su temperatura de ebullición 68,7 °C mas el calor de vaporización a esta temperatura y mas el calor necesario para calentar el vapor de 68,7 C a 100 C. Es pues, muy aconsejable asegurarse de que todos los ábacos utilizados en los cálculos entálpicos hayan sido confeccionados sobre la base de una misma temperatura de referencia.

J.B. MAXWELL presenta curvas de entalpías para los principales hidrocarburos ligeros, como por ejemplo las Fig. 3.2.8 y 3.2.9.

5. CONDUCTIVIDAD TERMICA: La conductividad térmica K expresa el flujo de calor referido a la unidad de tiempo en un medio homogéneo, de superficie perpendicular a la dirección del flujo, y teniendo en cuenta el gradiente de temperatura entre las superficies de entrada y salida. La unidad de conductividad térmica práctica utilizada es Kcal/hr.m²°/La unidad Inglesa es: BTU/hr.pie² F/pie, que vale 1,488 unidades métricas.

La figura 3.2.10 da la conductividad térmica de los hidrocarburos en estado de vapor a presión atmosférica (la influencia de la presión no es despreciable). En la Fig. 3.2.11 se da K para los hidrocarburos líquidos en F(ρ,T).

E. VISCOSIDAD

1. HIDROCARBUROS PUROS: La Fig. 3.2.12 da la viscosidad de hidrocarburos parafínicos líquidos en función del número de átomos de carbono, así como la de algunos aromáticos. En las páginas 167-180 del HANDBOOK OF NATURAL GAS ENGINEERING, se presentan abundantes datos complementarios para las viscosidades líquida y vapor de los hidrocarburos puros.

2. FRACCIONES DEL PETROLEO: La viscosidad de las fracciones del petróleo está en relación estrecha con el peso molecular y la estructura química.

La viscosidad en fase vapor a 1 atm. viene dado por la Fig. 3.2.13 tomada de la obra "The Science of petroleum" unicamente en función del peso molecular, puesto que la estructura química tiene poca importancia.

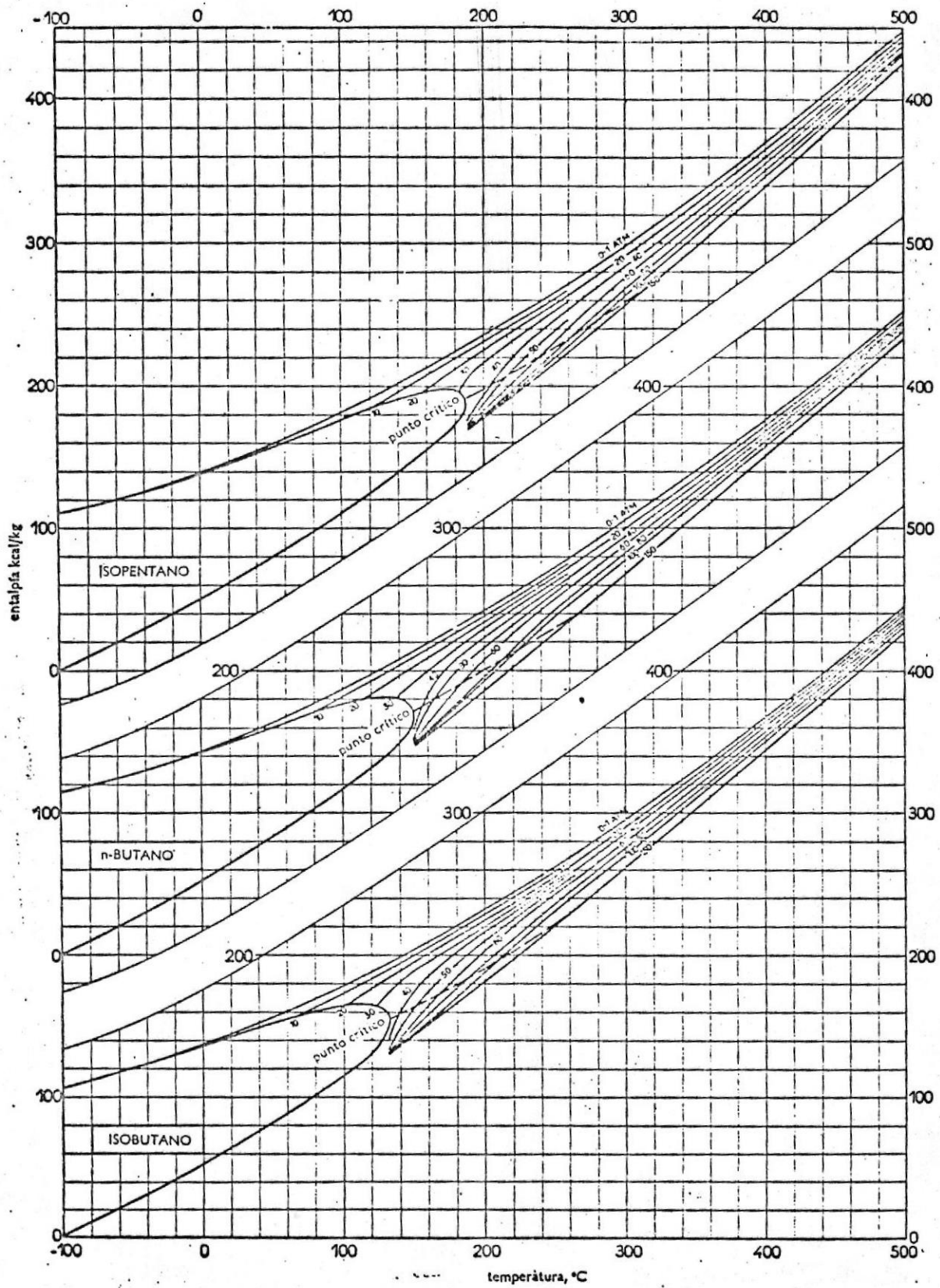


Fig. 3.2.8—Entalpias del isobutano, del n-butano y del isopentano (para los gases en solución por encima de sus puntos críticos, leer la entalpía en la curva de trazos).

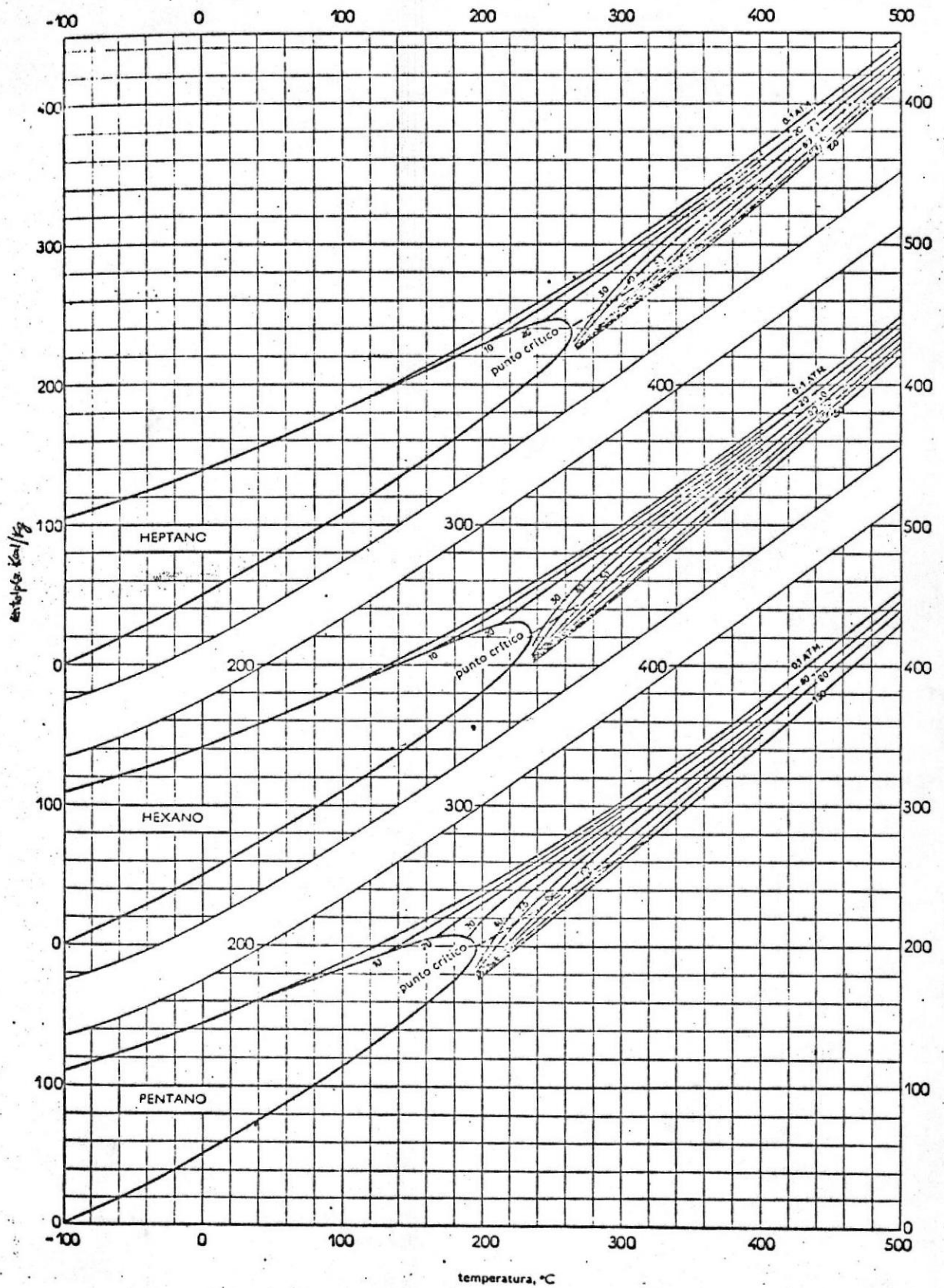
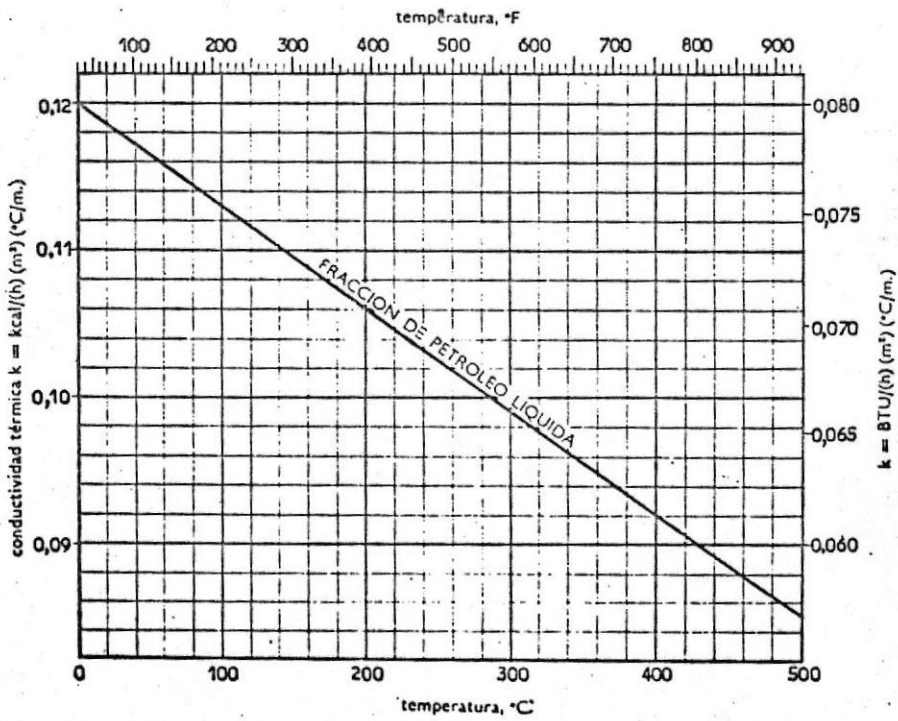
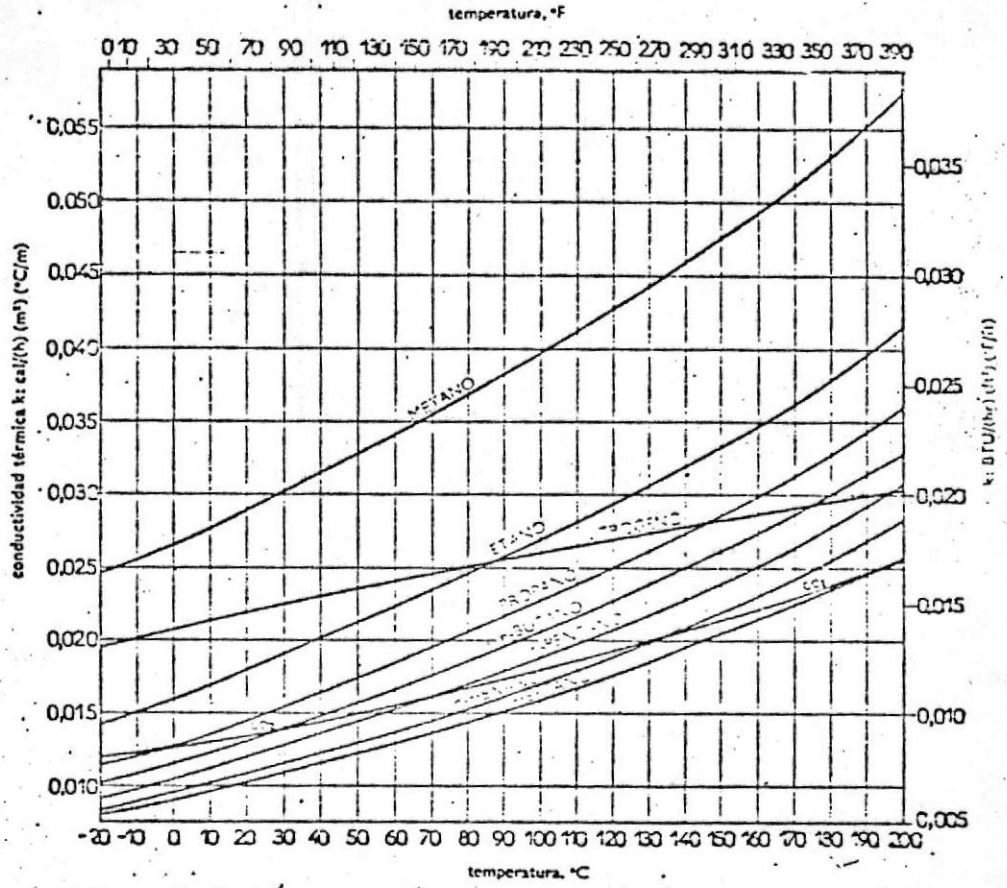


Fig. 3.2.9 — Entalpias del pentano, del hexano y del heptano
(para los gases en solución por encima de sus puntos críticos, leer la entalpia en la curva de trazos).



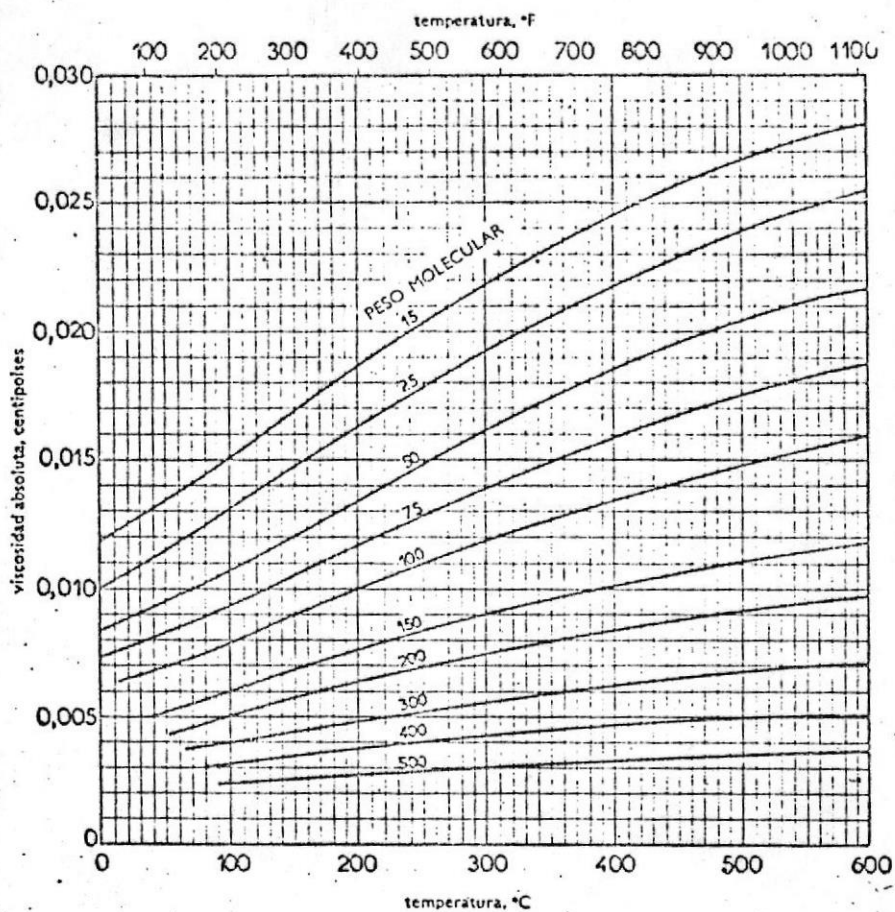


Fig. 3.2.13 - Viscosidad cinemática de los hidrocarburos gaseosos a 1 atm.

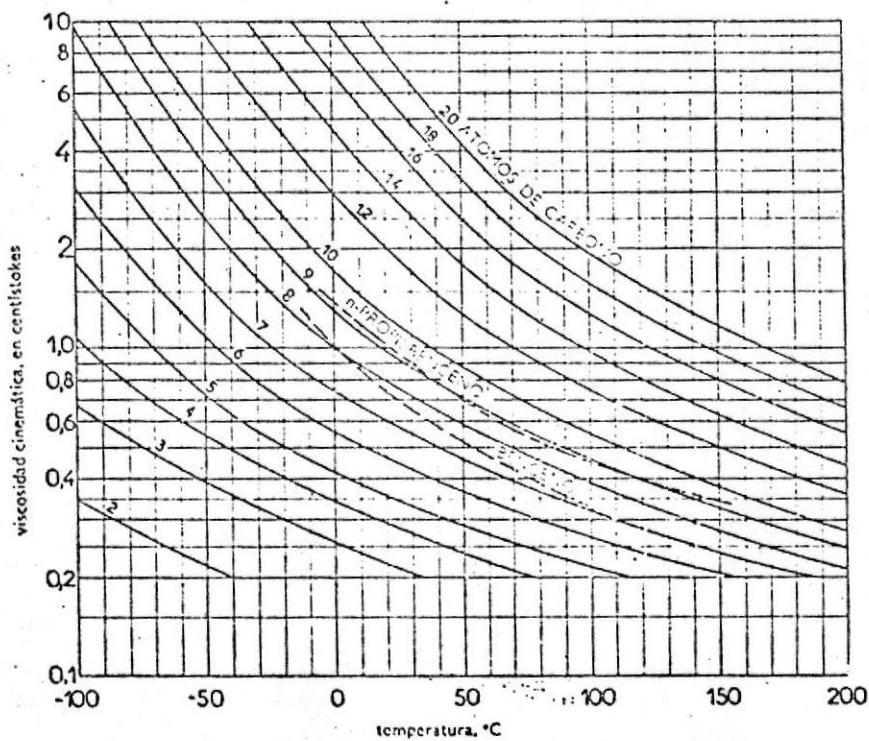


Fig. 3.2.12 - Viscosidad cinemática de los hidrocarburos líquidos.

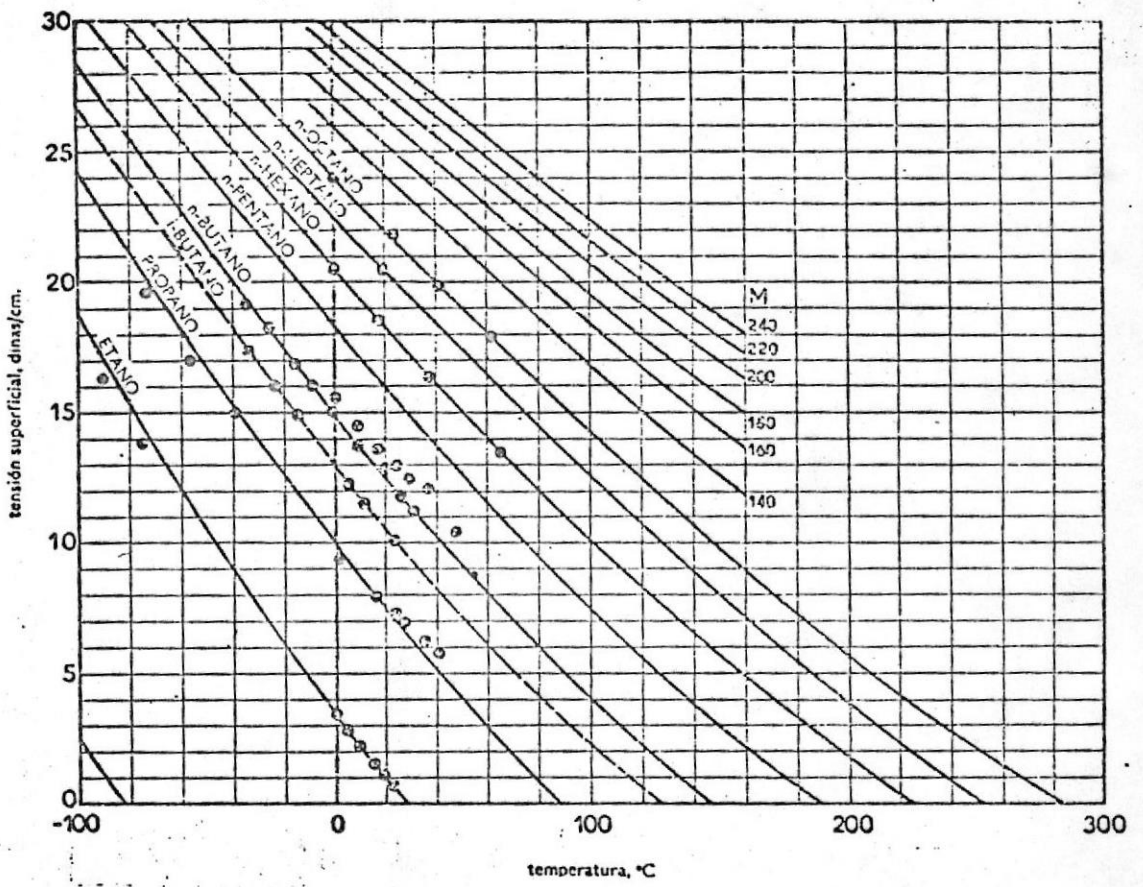


Fig. 3.2.14 Tensión superficial de los hidrocarburos.

F.- TENSION SUPERFICIAL

Los cálculos de hidrodinámica y, más particularmente, los problemas de arrastre de gotitas líquidas por vapor que circula a velocidad elevada, precisan el conocimiento de la tensión superficial. La fig. 3.2.14 presenta la variación de la tensión superficial de los hidrocarburos puros en función de la temperatura. La curva discontinua muestra que, a su temperatura de ebullición, los hidrocarburos o fracciones parafínicas tienen una tensión superficial que varía poco: 10 a 14 Dn/cm. Estos datos corresponden al contacto hidrocarburo-aire. No obstante, los valores de las tensiones superficiales para el contacto hidrocarburo líquido-hidrocarburo vapor son muy poco diferentes.

G.- DATOS GENERALES SOBRE LAS PROPIEDADES FISICO-QUÍMICAS DE LOS HIDROCARBUROS, CON RESPECTO AL ESTUDIO DEL PROBLEMA DE LAS PERDIDAS.

Las propiedades que influyen al carácter y valor de las pérdidas por evaporación del crudo y sus derivados, son las siguientes:

a) LA EVAPORACION.- Es la propiedad del combustible de pasar del estado líquido al gaseoso. La evaporación es un índice importante de la calidad del crudo y sus derivados, con el incremento de la temperatura o la reducción de la presión, la evaporación se aumenta. Las pérdidas son directamente proporcionales a la evaporación, la cual se puede evaluar por dos índices: la presión de los vapores saturados y la composición de fracciones.

b) LA PRESION DE LOS VAPORES SATURADOS.- Es la presión a la cual los vapores se encuentran en equilibrio con la fase líquida a la temperatura dada.

Entre la presión de los vapores saturados de los hidrocarburos P_s y sus pérdidas por evaporación, existe una dependencia determinada: con el aumento de las fracciones livianas se aumenta P_s , por lo tanto se aumentan las pérdidas.

Las pérdidas de las fracciones livianas empeora la cali

dad de los productos.

La presión de los vapores saturados (en mm. de Hg) de los hidrocarburos más usuales se determina con la bomba REID a la temperatura de 38 °F, varía entre los siguientes límites:

GASOLINAS DE VEHICULOS	Hasta 700
GASOLINAS DE AVIACION	no mayor de 360
KEROSENES	de 20 hasta 60
COMBUSTIBLES DE DIESEL	de 6 a 10

c) LA COMPOSICION en fracción de hidrocarburo, caracteriza el contenido (en porcentos volumétricos) de las fracciones separadas que se destilan entre los límites determinados de temperaturas. Habitualmente las normas de las temperaturas de destilación fijan las cantidades de las fracciones intermedias al inicio y al fin de la ebullición.

d) LA TEMPERATURA INICIAL DE EBULLICION (t_{ie}).- Es la temperatura a la cual la presión de los vapores saturados del líquido dado es igual a la presión atmosférica, la que permite evaluar la aptitud del combustible, a la evaporación y consecuentemente a la formación de pérdidas.

e) Durante la evaporación del hidrocarburo al espacio cerrado de un depósito de almacenamiento, los vapores están mezclándose con el aire. La concentración de los vapores de los hidrocarburos en ese lugar es variable y depende de las condiciones ambientales (temperatura, presión, etc.) y de las propiedades del hidrocarburo. Por ejm. en un tanque hermetizado, la concentración volumétrica de los vapores de gasolina puede ser alrededor de 30% y aún más, en un metro cúbico de mezcla vapor-aire, la misma que contiene alrededor de 0,8 kg. de gasolina.

f) LA ESTABILIDAD QUIMICA caracteriza el grado de resistencia del hidrocarburo a las condiciones ambientales (oxígeno, agua, calentamiento, etc.), bajo la influencia de las cuales, la composición del combustible puede variar debido a la formación de gomas, contaminación de los aditivos antidetonantes, etc. El incremento del contenido de gomas en la gasoli-

na crea problemas en los carburadores, cámaras de combustión y válvulas de los motores, produciendo consiguientemente daños en los motores y fallas en su funcionamiento. El contenido de gomas en las gasolinas debe estar entre los límites 3-15 mg. por 100 mlt.

En las gasolinas de aviación 2-4 mg/100 ml y en el caso de que el contenido de gomas sea mayor del valor límite se prohíbe usar este producto en los motores.

El almacenamiento de combustibles encima de la capa de agua facilita el incremento de la formación de gomas.

En un tanque hermetizado correctamente, el combustible se oxida mucho menos. El gran número de los bombeos y el almacenamiento parcial de los combustibles, en los reservorios no llenados completamente, facilita el libre contacto del oxígeno del aire con el combustible, lo que también incrementa la formación de las gomas (Tabla N° 3.2.1)

TABLA 3.2.1

Contenido de las gomas en combustible mg/100ml.	Grado de llenado del tanque	
	100%	20%
Contenido inicial	4	4
3 meses	6	12
6 meses	8	36
10 meses	10	78

Ref. Informe sobre pérdidas

La existencia en la gasolina de tetra etil plomo (TEP) que es el aditivo para incrementar el número Octano, facilita la formación de las gomas según su naturaleza química, ya que el TEP es materia metaestable que tiene aptitud a la destrucción, precisamente cuando está expuesta a la luz. El almacenamiento prolongado de las gasolinas etiladas, lleva a la formación de productos sólidos contaminados que contienen las composiciones de plomo y además produce la reducción del con-

tenido de TEP en la fase líquida, el empeoramiento de la calidad debido a la variación de los procesos químicos (oxidación, destrucción de los aditivos, etc.), así como por la variación de los procesos físicos (mezclas con agua, lodo, la destrucción de las mezclas, etc.).

Por lo anterior, es necesario cumplir periódicamente un estricto control de la calidad de los hidrocarburos almacenados.

g) LA VISCOSIDAD.- Con el aumento de la viscosidad, se incrementa la adhesión de hidrocarburos, lo que dificulta la descarburización y la limpieza de las autosisternas y tanques. El coeficiente de adhesión (g/m^2) varía entre los límites siguientes:

Kerosene	7.5	-	36.5
Crudo desabrido	7.5	-	47.5
Combustible Diesel	13.0	-	53.0
Residuos	47.0	-	114.0

h) El agua y las impurezas sólidas que se encuentran en los hidrocarburos hacen daño en su calidad, por lo que tales gasolinas o aceites son prohibidas de utilizarse en la industria del transporte. La existencia de las impurezas sólidas en los hidrocarburos, contaminan rápidamente los filtros de motores y producen daño en los mismos.

i) La densidad de los hidrocarburos.- El error de la medición de la densidad influye a la exactitud en el cálculo del peso de los hidrocarburos y dificultan la determinación del valor de las pérdidas.

3-3 ANALISIS TERMODINAMICO

Vamos a revisar brevemente, generalidades de termodinámica y a relacionarlas con nuestro problema, de forma que nos de una idea más clara del mismo y nos ayude a resolverlo con fundamentos científicos.

LOS BALANCES ENERGETICOS

Tres principios fundamentales rigen los procesos físicos y químicos, sirven de guía para su estudio y proporcionan, con su expresión cuantitativa, la base de los cálculos de Ingeniería química. Estos son:

- el principio de conservación de la materia,
- el primer principio de la termodinámica o principio de conservación de la energía.
- el principio de Carnot, que limitan de nuestras posibilidades de transformación del calor en trabajo, nos permite reconocer los procesos posibles y los límites que pueden alcanzar.

Queremos distinguir aquí, con ocasión del examen del primer principio de la termodinámica, las propiedades energéticas de un sistema de las manifestaciones que acompañan a un proceso.

A) PROPIEDADES ENERGETICAS DE UN SISTEMA

1.- Energía Interna

Un sistema posee una cierta "energía interna" como consecuencia de las fuerzas que ejercen entre sí las moléculas, átomos y partículas elementales que lo constituyen y los movimientos de traslación, rotación y vibración.

2.- Energía potencial de un sistema material en el campo gravitatorio

Para ser completo, un balance energético debe tener en cuenta el trabajo de las fuerzas de gravedad. Esas fuerzas confieren al sistema una cierta energía que podrá evaluarse, por ejemplo, con respecto a un plano de referencia.

3.- Energía cinética

En ciertos casos, tales como el estudio de la circulación de los fluidos, o más generalmente, el balance energético de

un sistema abierto. Se tendrá en cuenta la energía cinética de las corrientes de materias consideradas.

4.- Energía superficial

Un sistema posee igualmente una cierta energía consecuencia de las fuerzas de tensión superficial. En general, se desprecia, no obstante permitir la interpretación y el cálculo de las fuerzas de capilaridad. Existen otras formas de energía susceptibles de ser consideradas como, por ejemplo, la energía magnética. Pero tales casos son muy particulares y no se estudiarán aquí.

B.- MANIFESTACIONES ENERGETICAS DE UN PROCESO

Cuando un sistema evoluciona, tiene lugar un proceso en el curso del cual varían sus propiedades energéticas, variaciones que se traducen de una manera sensible en intercambios de calor o de trabajo entre el sistema y el medio que nos rodea. Este trabajo puede ser el trabajo mecánico de las fuerzas de presión que acompaña a una variación de volumen del sistema o la generación de energía eléctrica o de energía radiante.

Consideraremos positiva cualquier variación de energía suministrada al sistema. Cuidando de expresar con la misma unidad las medidas de estos cambios, se simplificarán las fórmulas. Elegiremos más frecuentemente la caloría.

C.- EL PRIMER PRINCIPIO DE LA TERMODINAMICA

Este principio afirma que el valor global de los intercambios energéticos que acompañan a un proceso no depende sino del principio y final del proceso. Lo único que varía con el camino seguido es la forma en que se producen estos cambios.

Se establece, entonces un balance escribiendo que la variación de las propiedades energéticas del sistema es igual a la suma de los cambios de energía habidos durante el proceso.

$$\begin{bmatrix} U & \text{energía interna} \\ Z & \text{energía potencial} \\ \frac{u^2}{2} & \text{energía cinética} \\ \text{-----} & \text{-----} \end{bmatrix} \begin{matrix} 2 \\ \\ \\ 1 \end{matrix} = \begin{bmatrix} \text{calor} \\ + \\ \text{trabajo} \end{bmatrix} \begin{matrix} 2 \\ \\ 1 \end{matrix} \quad (3.3.1)$$

Sabemos traducir en cifras la energía cinética, la energía potencial, la energía superficial, la energía magnética si sabemos medir los intercambios de calor y de trabajo, pero el valor absoluto de la energía interna se nos escapa. El primer principio permite calcular sus variaciones (U).

D.- FORMAS PARTICULARES DEL PRIMER PRINCIPIO

1.- Sistema materialmente aislado o sistema estático

Si en un sistema materialmente aislado, despreciamos la variación de energía superficial o magnética, la expresión precedente se simplifica, convirtiéndose en:

$$\Delta U = U_2 - U_1 = Q + W \quad (3.3.2)$$

Designando por U la energía interna del sistema, Q la cantidad de calor y W el trabajo intercambiado. En un proceso elemental se escribirá:

$$dU = \delta Q + \delta W \quad (3.3.3)$$

quedando bien entendido que, mientras dU es una diferencial exacta, Q y W solo representan cantidades infinitamente pequeñas susceptibles de tender hacia cero, pero cuyo valor depende del proceso elemental elegido.

Cuando las transferencias consideradas no tienen en cuenta mas que el trabajo mecánico de las fuerzas de presión y los intercambios de calor, la fórmula (3.3.3) se escribe:

$$dU = \delta Q - p dV \quad (3.3.4)$$

en donde p representa la presión del sistema y dV la variación de volumen experimentada durante el proceso elemental considerado.

a) Transformación a volumen constante

El trabajo de las fuerzas de presión es nulo:

$$(\Delta U)_v = Q_v \quad (3.3.5)$$

b) Transformación a presión constante

$$\Delta U = U_2 - U_1 = Q_p - p(V_2 - V_1)$$

que se escribirá bajo la forma:

$$(U_2 + pV_2) - (U_1 + pV_1) = Q_p \quad (3.3.6)$$

Esta expresión conduce a utilizar muy frecuentemente una función característica del sistema, la función entalpía ligada a la energía interna por la igualdad:

$$H = U + pV \quad (3.3.7)$$

Para un proceso isóbaro, si el trabajo efectuado se reduce al de las fuerzas de presión, se tiene:

$$(\Delta H)_p = Q_p \quad (3-3-8)$$

2. BALANCE ENERGETICO DE UN SISTEMA DE TRABAJO EN CONTINUO, SEGUN UN REGIMEN ESTACIONARIO.

Aplicado a un sistema de trabajo en continuo, cuyas propiedades son independientes del tiempo, y considerando la energía potencial debida a la gravedad que se designará con el símbolo Z y la energía cinética igual a $u^2/2g$, siendo u la velocidad de las corrientes de materia, el balance se escribe:

$$(U_2 + Z_2 + \frac{U_2^2}{2g}) - (U_1 + Z_1 + \frac{U_1^2}{2g}) = Q + W$$

Es posible separar el término trabajo en dos partes:

- El trabajo suministrado al sistema o por el sistema cuando se introducen o se sacan de él las sustancias.

Este término es igual a:

$$P_1 V_1 - P_2 V_2$$

- A continuación, se agrupa abajo el término w' cualquier otra variedad de energía, con excepción de la energía térmica.

El balance se convierte entonces en:

$$\Delta_1^2 (U + pV + Z + \frac{u^2}{2g}) = Q + W' \quad (3-3-9)$$

Esta fórmula, conocida con el nombre de "Teorema de Bernouilli", es la base de la termodinámica de la circulación de fluidos. Cuando se aplica los redactores de trabajo continuo se desprecian, generalmente, los términos de energía cinética y potencial, convirtiéndose en:

$$\Delta H = Q + W' \quad (3-3-10)$$

y en el caso muy frecuente, de que W' sea despreciable:

$$\Delta H = Q \quad (3-3-11)$$

En resumen, durante la exposición precedente hemos definido dos "funciones termodinámicas": la energía interna U y la entalpía H que vienen determinadas por el estado del sistema. Cuando un sistema materialmente aislado sufre un proceso cualquiera, los intercambios energéticos que lo acompañan miden la variación de su energía interna:

$$\Delta U = Q + W \quad (3-3-12)$$

Si los intercambios se reducen al trabajo mecánico de las fuerzas de presión y a los intercambios térmicos:

- Cuando el sistema evoluciona a volumen constante:

$$(\Delta U)_V = Q_V \quad (3.3.5)$$

- Cuando el sistema evoluciona a presión constante:

$$(\Delta H)_P = Q_P \quad (3.3.8)$$

Si se trata de un sistema de trabajo continuo en régimen estacionario y no hay intercambio de trabajo con el medio exterior:

$$\Delta H = Q \quad (3.3.11)$$

E) EL SEGUNDO PRINCIPIO Y SU APLICACION A LOS EQUILIBRIOS

El objeto de este capítulo no es el de volver sobre los principios fundamentales de la termodinámica para su historia ni su filosofía. Lo que importa es reconocer y precisar los límites que la existencia de estos principios impone a las transformaciones consideradas.

El segundo principio, en particular, que limita las posibilidades de transformación del calor en trabajo reconociendo la imposibilidad del motor monotérmico y fijando un valor máximo al rendimiento de un motor que funciona entre dos focos caloríficos, nos conduce a la definición cuantitativa de las condiciones de posibilidad de una transformación y los límites que pueda alcanzar.

I. LA FUNCION ENTROPIA

Una forma del enunciado del segundo principio, consecuencia directa del teorema de Carnot, es la siguiente:

Es posible definir una escala de temperatura independiente de las propiedades particulares del sistema y de la elección del instrumento termométrico, tal que:

Si, durante un ciclo cerrado reversible, un sistema intercambia calor y trabajo con el medio exterior, las cantidades del calor intercambiadas están relacionadas con las temperaturas a que tienen lugar mediante la expresión:

$$\frac{\delta Q}{T} = 0 \quad (3.3.12)$$

Si el ciclo no es reversible:

$$\frac{\delta Q}{T} < 0 \quad (3.3.13)$$

La relación (3.3.12) permite introducir una nueva función termodinámica, la "entropía", definida por la igualdad:

$$dS = \frac{\delta Q}{T} \quad (3.3.14)$$

La variación de entropía de cualquier transformación solo depende de los estados inicial y final del sistema. La fórmula (3.3.14) permite, calcular esta variación con la condición de imaginar, entre los dos estados considerados, un camino reversible a lo largo del cual debe efectuarse la integración:

$$\Delta S = S_2 - S_1 = \int_1^2 \frac{\delta Q}{T} \quad (3.3.15)$$

Para cualquier transformación natural y, por lo tanto, irreversible:

$$\Delta S = S_2 - S_1 > \int_1^2 \frac{\delta Q}{T} \quad (3-3-16)$$

y, para transformaciones infinitesimales:

$$dS - \frac{\delta Q}{T} > 0 : \text{si el proceso es real} \quad (3-3-17)$$

$$dS - \frac{\delta Q}{T} = 0 : \text{si el proceso es reversible o el sistema está en equilibrio.}$$

II RELACION ENTRE LA ENTROPIA Y LA ENERGIA INTERNA.

Si se calcula la variación de entropía considerando una transformación a lo largo de la cual los intercambios de energía se reducen al trabajo de las fuerzas de presión y a los intercambios de calor, se tendrá:

$$Q = dU + p dV \quad (\text{primer principio})$$

y si se elige un camino reversible: $dS = \frac{\delta Q}{T}$

$$\text{es decir:} \quad dU = T dS - p dV \quad (3-3-18)$$

$$\text{o :} \quad dH = T dS + V dp \quad (3-3-19)$$

F) RELACIONES QUE LIGAN LAS FUNCIONES TERMODINAMICAS DE UN SISTEMA HOMOGENEO DE COMPOSICION CONSTANTE CON LAS CONDICIONES DE VOLUMEN, PRESION Y TEMPERATURA QUE LO DEFINEN.

Los principios termodinámicos que hemos recordado sucintamente, sirven de guía en el examen de los problemas planteados por medio de las funciones energía interna, entalpía, energía utilizable, energía libre.

Estas funciones termodinámicas son tales que su variación en el curso de una transformación no depende más que del origen y del final de la transformación. Sin embargo, su valor absoluto no está definido por los principios precedentes y las relaciones que vamos a citar o demostrar aquí solo proporcionarán valores de su diferencial.

Recordemos, ante todo, que el sistema considerado puede estar constituido por varias fases. Cada fase se caracteriza por la presión que ejerce sobre la superficie que la delimitan, por su temperatura, por su volumen y por su composición.

A composición constante (para un cuerpo puro), la presión, el volumen y la temperatura de una fase homogénea no son independientes. Una "ecuación de estado" relaciona sus variaciones.

Cuando uno de tales sistemas sufre un proceso que no afecta más que a su volumen, su temperatura o presión, pero sin modificar su composición ni provocar cambio de fases, es posible calcular las variaciones de las propiedades termodinámicas que acompañan a la transformación si se conoce la ecuación de estado y las capacidades caloríficas del sistema.

Por la capacidad caloríficas de un sistema se designa la cantidad de calor que hay que suministrarle para elevar un grado su temperatura, esta capacidad calorífica varía con la transformación considerada.

Refiriéndola a la unidad de masa del sistema, se define al calor específico:

C_v : calor específico a volumen constante

C_p : calor específico a presión constante

Se escribirá, pues:

$$\left(\frac{\delta U}{\delta T}\right)_v = \frac{\delta Q_v}{\delta T} = C_v$$

$$\left(\frac{\delta H}{\delta T}\right)_p = \frac{\delta Q_p}{\delta T} = C_p$$

Observando, por otra parte que las variaciones elementales DU, DH, DS, son diferenciales totales exactas, se demuestran las relaciones siguientes:

$$dU = C_v dT + \left[T \left(\frac{\delta P}{\delta T}\right)_v - P \right] dV \tag{3-3-20}$$

$$dH = C_p dT + \left[V - T \left(\frac{\delta V}{\delta T}\right)_p \right] dP \tag{3-3-21}$$

$$dS = C_v \frac{dT}{T} + \left(\frac{\delta P}{\delta T}\right)_v dV \tag{3-3-22}$$

$$dS = C_p \frac{dT}{T} - \left(\frac{\delta V}{\delta T}\right)_p dP \tag{3-3-23}$$

Es preciso insistir en el hecho de que estas relaciones solo son válidas cuando el sistema no sufre cambio de estado ni reacción química. Si interviniera tales procesos habría que considerar los cambios de energía que provocarían calor latente de cambio de estado o calor de reacción.

Con la determinación efectiva de las ecuaciones de estado, de los calores específicos, de las variaciones de las funciones termodinámicas para un gran número de cuerpos puros e incluso para mezclas tan complejas como las fracciones de petróleo, estamos en condiciones para entrar a analizar nuestro problema específico, entonces:

G.- Balace de Energía

$$Q = \Delta H + \Delta K + \Delta P + W$$

para nuestro caso:

$$\Delta K \approx 0, \text{ por cuanto } K_1 \approx K_2$$

y
$$\Delta P \approx 0, \text{ por cuanto } P_1 \approx P_2$$

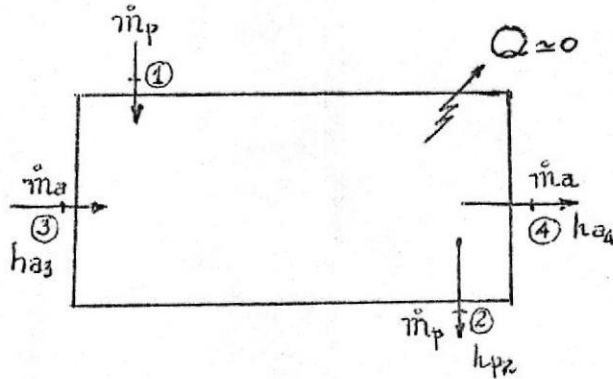
Además como no hay trabajo en el sistema:

$$W = 0$$

Por lo tanto la ecuación inicial, queda reducida a la forma:

$$Q = \Delta H \quad (3-3-11)$$

Consideremos esquemáticamente un sistema cerrado, aproximadamente aislado, es decir, que no hay pérdidas de energía ni transferencia de calor externo. En este sistema por un lado, entra vapor (Pentanos) y sale condensado, y por otro lado entra agua de enfriamiento y sale luego de haber condensado el vapor.



La ecuación de la conservación de la Energía nos dice:

$$E_{entra} = E_{sale} \quad (3-3-24)$$

de aquí:

$$\dot{m}_p h_{p1} + \dot{m}_a h_{a3} = \dot{m}_p h_{p2} + \dot{m}_a h_{a4}$$

en donde: \dot{m}_p : masa del vapor de pentano/hr.

\dot{m}_a : masa de agua de enfriamiento/hr.

h_a y h_p : entalpías del agua y del vapor en los diferentes puntos.

El Diagrama T - S para el Pentano es el siguiente:

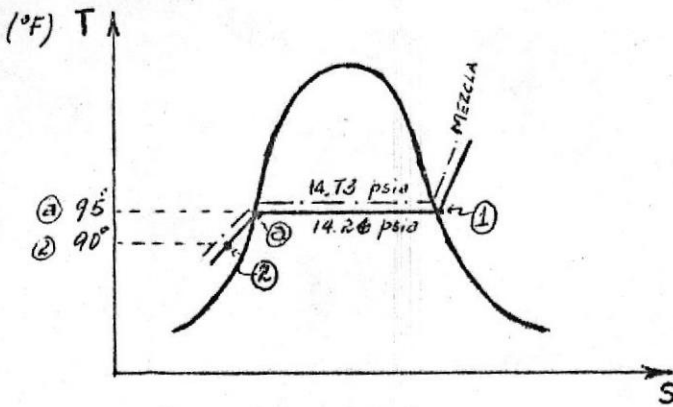


Fig. 3.3.1

$H_{35\text{ }^{\circ}\text{C}} = 158 \text{ Kcal/Kg. (285,3 BTU/lb.)}$ FIG. 3.2.8

$H_{32\text{ }^{\circ}\text{C}} = 71,2 \text{ Kcal/Kg. (128,16 BTU/lb.)}$ FIG. 3.2.8

$H = 157,14 \text{ BTU/lb.}$

$\Delta = 87,5 \text{ Kcal/kg. (154,35 BTU/lb.)}$: Calor Latente de Vaporización del Pentano-n. a 14,26 psia. o, 0,97 atm. FIG. 3.2.4

Debido a que en estos rangos de presión, los cambios de entalpía debidos a cambio de presión son inapreciables, podemos tomar las entalpías de saturación a 77°F y 86°F, como se puede comprobar en la fig. 3 de la tabla 4 de Keenan Keyes (Tabla de vapor).

Aplicando la ecuación (3-3-24):

$$\dot{m}_a = \frac{\dot{m}_p (h_{p2} - h_{p1})}{(h_{a3} - h_{a4})}$$

$$\dot{m}_a = \frac{13.502 \text{ lb. (157,14 BTU/lb.)}}{54 - 45}$$

o $\dot{m}_a = \frac{32.404.8 \text{ lb/hr (157,14 BTU/lb.)}}{9}$

$$\dot{m}_a = 565.643.77 \text{ lbm/hr.}$$

Durante el proceso a presión constante de (1) a (a) se libera calor latente a temperatura constante:

$$Q = \dot{m}_{vp} \cdot \Delta \tag{3-3-25}$$

De (a) a (2), se libera calor sensible, según:

$$dH = dU + p dV + V dp$$

$$dH = dU$$

pero como: $dH = dQ + V dp$

$$dH = dQ = dU = m_{vp} \cdot c_p \cdot \Delta t \quad (3-3-26)$$

en este proceso: $c_v \approx c_p \approx c$

El problema se resuelve también de manera más simplificada, tomando en cuenta el cambio de entalpías del punto inicial y del punto final del proceso. En este caso quedaría automáticamente incluido el calor latente de vaporización.

H.- Puntos de burbuja y de rocío

Los cuerpos puros, sometidos a una presión determinada, se vaporizan a una temperatura constante, mientras que las mezclas pasan del estado líquido al estado vapor a temperaturas progresivamente crecientes y la composición de las dos fases supuestas en equilibrio evoluciona constantemente a lo largo de la transformación.

Consideremos una vaporización teórica ideal, es decir, en la que la difusión se verifique sin limitaciones de tipo cinético, que tenga lugar en un recinto cerrado simbólico, representado en la fig. 3.3.2 por un sistema cilindro-émbolo provisto de un manómetro, dos termómetros y un dispositivo de toma de muestras, en el que introducimos una determinada cantidad de gasolina en estado líquido. Si aportamos calorías al sistema, manteniendo constante la presión por desplazamiento del émbolo en forma vertical, en el interior del cilindro aparecerá una fase vapor, que irá desarrollándose paulatinamente hasta la total desaparición del líquido. En el momento que se inicia la vaporización, caracterizada por la aparición debajo del émbolo, de las primeras burbujas de vapor, la temperatura del líquido es la denominada "TEMPERATURA DE BURBUJA" t_b , de la gasolina. A continuación la temperatura crece hasta un valor denominado "TEMPERATURA DE ROCIO" t_r , de la gasolina, que corresponde al -

instante en que desaparece la última gota de líquido. A cualquier temperatura, t comprendida entre t_b y t_r y a la presión P , corresponde un equilibrio líquido-vapor único, caracterizado por las cantidades, composiciones e igualdad de temperatura de las dos fases presentes. Además podemos constatar que a condición de accionar el émbolo convenientemente para mantener una presión P constante, podemos retirar del sistema toda o parte de cualquiera de las dos fases, sin que por ello, se modifiquen las temperaturas ni las composiciones iniciales. Por lo tanto, se traduce que, en el equilibrio la composición de cada fase no es función más que de la presión y de la temperatura.

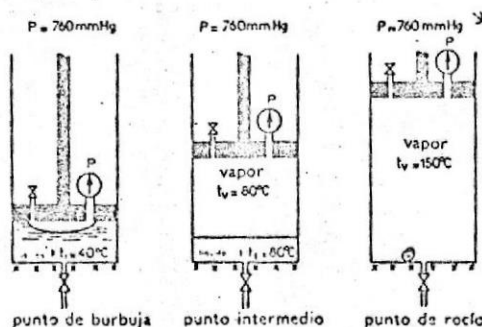


Fig. 3.3.2.- Vaporización de una gasolina

Por último, si consideramos una variación de la temperatura de equilibrio, $\pm t$, infinitamente pequeña tendremos que: o, bien el líquido emitirá una burbuja de vapor, o bien condensará una gota de vapor. Podemos pues afirmar, que la temperatura de equilibrio es, también, la temperatura de EBULLICION DE LA FASE LIQUIDA Y LA DE ROCIO DE LA FASE VAPOR.

Si repetimos este ensayo de vaporización a diferentes presiones y representamos los resultados obtenidos en un diagrama presión-temperatura, obtendremos la curva de la Fig. 3.3.3. La curva denominada de burbuja es el lugar geométrico de las diferentes temperaturas de burbuja correspondientes a las diversas presiones de ensayo. Las temperaturas de rocío respectivas describen la denominada curva de rocío. A medida que se eleva la presión, observamos que se reduce el intervalo de vaporización (t_b , t_r) y admitiremos, por el momento, la existencia de un punto crítico verdadero, situado en la conjunción de las curvas de burbuja y de rocío. Estas dos curvas constituyen para una mez-

cla, las homólogas de la curva de tensión de vapor de un cuerpo puro. El plano queda dividido por ellas en tres regiones: la fase líquida, la fase mixta (líquido+vapor) y la fase vapor, con lo cual demostramos que el estado físico de una mezcla, queda perfectamente definido al conocer las dos variables: presión y temperatura.

El CALCULO del PUNTO de BURBUJA de un líquido y del PUNTO DE ROCIO de un vapor, es un procedimiento sencillo presentado claramente en las pags. 114 a 116, del tomo 1 del libro "El Petróleo Refino y Tratamiento Químico", del mismo que hemos extraído estas referencias.

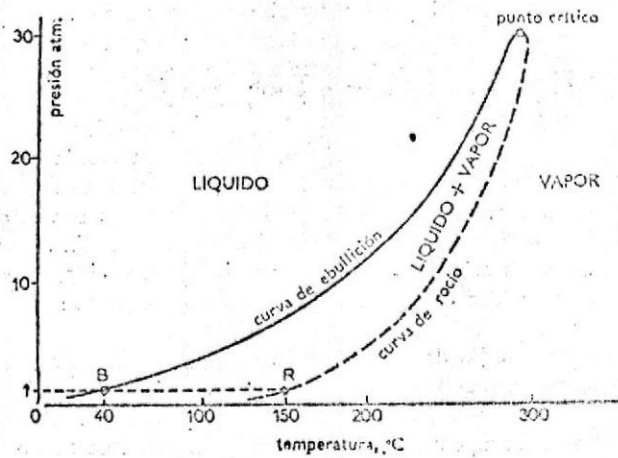


Fig. 3.3.3.- Relación Temperatura-Presión para la vaporización de una mezcla.

3-4 EVALUACION DE LAS PERDIDAS POR EVAPORACION

Es preciso antes de exponer datos y proceder a realizar cálculos, explicar con la mayor claridad, fundamentándonos en las investigaciones realizadas hasta el momento, la mecánica de la evaporación aplicada a nuestro caso específico.

i) MECANICA DE LA EVAPORACION

Los líquidos y vapores consisten de moléculas en rápido movimiento. En cualquier estado las moléculas poseen un amplio rango de velocidades dependiendo esta velocidad del peso de la molécula y de la temperatura. Para un componente puro la velocidad media es una función directa de la temperatura.

Como las moléculas en el líquido cerca a la superficie tienden a causa de su movimiento, a salir al espacio de vapor, cuanto más hayan con suficiente velocidad alta para escapar a las fuerzas de atracción de las otras moléculas líquidas, tanto más tendencia (o presión) hay para que se forme vapor. Por esto, a más altas es la tendencia para que el líquido forme vapor, o en otras palabras, una más alta presión de vapor.

Para cualquier líquido puro, a una temperatura dada, hay una presión de vapor definitivamente cierta, sin consideración de si las moléculas de cualquier otra substancia con la cual no haya una reacción química, estén presentes en el espacio de vapor sobre el líquido. Esto explica porqué los líquidos se evaporan.

Después de que un espacio de vapor confinado ha obtenido una concentración suficiente de moléculas evaporadas, se alcanza un punto de equilibrio, donde el número de moléculas que son recapturadas por el líquido justamente igual al número que escapa del líquido. Este es el punto al cual se ha obtenido la "saturación" del espacio de vapor y en el que el bombardeo de la superficie de confinamiento del recipiente en el espacio de vapor registra la presión de vapor del líquido para aquella temperatura de la superficie, si no están presentes otras moléculas.

PRESIONES PARCIALES

Si otras moléculas de una substancia no soluble en el líquido existen en el espacio de vapor, ellas también registrarán una presión sobre las paredes del recipiente, de modo que la presión total contra las paredes en el espacio de vapor será la suma de las presiones de los componentes.

Por ejemplo, si un vaso cerrado mantenido a 100°F, conteniendo aire a 5 p.s.i., recibe dentro de él copas separadas de agua y pentano normal a 100°F, éstos dos últimos se evaporarían hasta que el espacio de vapor llegaría a estar saturado con vapor de agua y vapor de pentano. (suponiendo un suministro adecuado de líquidos).

El agua sola a 100°F tiene una presión de vapor de 0.95 p.s.i. absolutos. El Pentano normal sólo a 100°F tiene una Presión de vapor de 15.5 p.s.i. absolutos. La presión total 21.45 p.s.i. absolutos, en las paredes del recipiente sería la suma de las presiones parciales: 5.0 (aire) 0.95 (agua) y 15.5 (pentano normal). Si no estuviese presente el aire, la Presión normal sería de 16.45 p.s.i. absoluto. Si estuvieran ausentes tanto el aire como el agua, la presión total sería solo los 15.5 p.s.i. absolutos del pentano normal.

Si una mezcla de líquidos, solubles unos en otros, fuesen colocados en un recipiente vacío, sin embargo, la presión total de saturación en el espacio de vapor no sería igual a la suma de las presiones de vapor de los componentes a dicha temperatura. Esta es la situación que se encuentra en los crudos y gasolinas naturales y refinadas. Para la mayoría de los problemas de evaporación bajo condiciones convencionales de almacenaje, nosotros podemos considerar a cualquiera de ellos como un líquido homogéneo, como si fuera un componente puro con un punto de ebullición fijo y una presión de vapor fija a una temperatura dada. (Esto por supuesto no es preciso, pero ya se ha mencionado donde resulta una pérdida mayor, y ahora requiere énfasis. Los componentes más volátiles se evaporan más rápidamente, y si ellos no son conservados y condensados nuevamente, el líquido restante tiene una volatilidad reducida y un valor menor).

Esto conduce lógicamente al hecho de que en un espacio más grande de vapor se evaporará más gasolina (con o sin aire) que dentro de uno pequeño.

También, cuando un espacio saturado de vapor y cerrado de volumen fijo es enfriado, algún líquido debe condensarse para reobtener el equilibrio más bajo de vapor-presión.

Un líquido "hierve" bajo condiciones normales cuando es calentado a una temperatura a la cual su vapor-presión iguala a la presión atmosférica. A este punto, la vaporización tiene lugar con la formación de "burbujas" a través del líquido; las burbujas escapan como vapor y dan lugar a la acción familiar de "ebullición". Pero una vez que la temperatura de ebullición se obtiene, no se aumentará la temperatura del líquido. En cambio, el calor añadido incrementa la relación a la cual continua hirviendo el líquido.

Además, el cambio de estado de líquido a vapor (tanto líquido) y vapor a temperatura de ebullición, requiere un calor mayor que el necesario para levantar el líquido a la temperatura de ebullición. Una libra de agua a 212 °F requiere 970 B.T.U. para convertirse en una libra de vapor a 212°F. Una libra de pentano normal requiere de 153 B.T.U. a 97° para convertirse en una libra de vapor de pentano a 97°F. A esto se llama "calor latente de vaporización".

También podría utilizarse calentamiento adicional para calentar el vapor sobre la temperatura de ebullición del líquido.

COMPORTAMIENTO DE LOS GASES NO SATURADOS

Un gas no saturado o vapor, es uno que no está en equilibrio con su líquido.

Si un poco de pentano normal fuera colocado en su recipiente evacuado cerrado, pero sólo fuese una tercera parte del líquido suficiente para saturar el espacio dentro del recipiente a esa temperatura, todo el líquido se evaporaría y el vapor resultante sería no saturado (también llamado "sobre-calentado").

Este gas, como cualquier otro vapor sobrecalentado, obedecería a la ley perfecta del gas (leyes de Boyle y Charles, combinadas):

$$\frac{P \times V}{T} = K \quad \text{ó} \quad \frac{P_1 \times V_1}{T_1} = \frac{P_2 \times V_2}{T_2}$$

P= presión

1= condiciones iniciales

V= volumen

2= condiciones finales

T= temperatura absoluta (temperatura °F + 460)

K= una constante

PERDIDAS POR RESPIRACION DEL TANQUE DE CUBIERTA CONICA

Se introduce un pequeño error si uno asume la saturación del espacio de vapor con respecto a la temperatura de la superficie del líquido, para cálculos de pérdida por respiración (ventilación) y llenado.

Según la temperatura que rodea al tanque de cubierta en cono bajo, bajan también las temperaturas en el espacio de vapor y en la superficie del líquido. La última cae menos rápidamente y a través de un rango total más corto que el principal. De todos modos, la temperatura decreciente de la superficie del líquido reduce la presión parcial del producto almacenado en el espacio de vapor. También se contrae el aire en el espacio de vapor. Se forma un vacío parcial y el aire es admitido por los venteos.

Al momento siguiente en que la temperatura se levanta, el aire se expande, la presión parcial del producto almacenado es incrementada por la temperatura mayor de la superficie del líquido y el aire y el vapor son enviados fuera a través de los ventiladores.

La pérdida del producto ocurre durante un ciclo de respiración.

La CANTIDAD DE PERDIDA han sido objeto de muchos experimentos en los cuales se observaron muchos factores tanto contribuyentes como posibles, durante el curso de las mediciones. Esto ha conducido a la formulación de factores empíricos y tablas por medio de las cuales pueden ser evaluadas la magnitud

de las pérdidas para un grupo específico de condiciones de almacenaje, con algun grado razonable de exactitud. Algunas de las tablas más frecuentemente usadas se incluyen en las referencias al final de esta sección.

Se han hecho muchos intentos para establecer factores teóricos exactos a fin de predecir la magnitud de las pérdidas. Estos factores convendrían satisfactoriamente con las observaciones experimentales, pero las correlaciones han sido frecuentemente más pobres de lo que se habría deseado. Consecuentemente, más que usar y aceptar un sistema de análisis teórico, aquí nosotros revisaremos brevemente los factores involucrados.

Para cualquier ciclo de "respiración", los 4 factores más importantes son:

- (1) Aumento en la temperatura promedio del espacio de vapor
- (2) Volumen del espacio de vapor
- (3) Riqueza promedio de la mezcla de vapor-aire expelida y,
- (4) Cantidad mayor de mezcla expelida debido a la presión parcial incrementada del producto en el espacio de vapor por virtud de una mayor temperatura en la superficie.

El primer factor se basa más frecuentemente en un multiplicador para el rango promedio de la temperatura atmosférica exterior diaria, y su valor se establece de aceptables datos experimentalmente observados. Las cifras se han calculado del flujo de calor a través del área de cubierta y del casco no humedecido, tomando en cuenta los coeficientes de transferencia de calor y capacidad promedio de calor de la mezcla vapor-aire.

El segundo factor es un estimado directo del volumen promedio del espacio de vapor durante el período bajo consideración.

El tercer factor, también llamado "grado de saturación" está sujeto a amplias diferencias de opinión dependiendo de la evidencia experimental que sea aceptada como formando paralelo en forma más cercana a las condiciones en estudio. Algunos estudios indican un promedio a considerarse como saturación to -

tal del espacio de vapor con respecto a la temperatura promedio del cuerpo del líquido almacenado. Otros muestran un promedio entre 75% y 100% que podría esperarse del equilibrio con la temperatura de la superficie del líquido. Otros aún indican una escala descendente del grado de saturación del espacio de vapor con una merma en aumento, en porcentaje con relación al alto del tanque. Para estudios realísticos de pérdidas por evaporación, este factor debe ser escogido muy cuidadosamente.

El cuarto factor sería directo si el cambio en la temperatura de la superficie y relación de difusión del producto adicionalmente evaporado a través del espacio de vapor fuese exactamente conocido. Según se incrementa la temperatura, se forma una capa de vapor más rico sobre la superficie la cual tiende a difuminarse a través del espacio de vapor. Consecuentemente, una evaluación exacta de esto debe depender de factores experimentales o asumidos, o de coeficientes describiendo la riqueza incrementada de la mezcla enviada al exterior por los ventiladores, a causa de la evaporación aumentada inmediatamente sobre la superficie del líquido. Este factor está cercanamente vinculado con el tercero, antes mencionado.

Aunque el grado de saturación y densidad puede no ser uniforme en el espacio de vapor, la presión total es igual para todos los propósitos prácticos en estos cálculos.

Durante la caída de la tarde y noche, el proceso es revertido. Las temperaturas del espacio de vapor y superficie del líquido bajan, causando la contracción de los gases y que una porción del vapor del producto se condense. El aire es conducido hacia adentro a través de los venteos, difundiéndose ampliamente por convección durante la noche y tendiendo a volver se saturado con el vapor del producto antes de que el siguiente ciclo de calentamiento de la mañana, comience.

VOLUMEN DE VAPOR A GALONES DE LIQUIDO

Es importante, después de calcular el volumen de la mezcla vapor-aire expelida, conocer cuantos galones de líquido se han perdido.

Las tablas de las propiedades físicas de los componentes

de la gasolina para motor muestran que un galón de líquido se vaporizará a aproximadamente 30 pies cúbicos de vapor, a 14.7 p.s.i. y 60 F. Pero puesto que estos estudios se relacionan a componentes de la gasolina que no alcanzan 14.7 p.s.i. en la presión de vapor a temperaturas normalmente almacenadas, el número de pies cúbicos de la mezcla aire-vapor conteniendo un galón líquido de gasolina, será $30 (14.7/P)$, donde P es la presión parcial (p.s.i.) de los componentes de la gasolina en la mezcla. A la inversa, y permitiendo una corrección por menos de la saturación total del espacio de vapor, de ser necesario.

$$G = S \frac{P}{440} \quad \text{donde}$$

G= galones de gasolina por pie cúbico de aire-vapor

P= presión del vapor de la gasolina a la temperatura de la superficie del líquido.

S= grado de saturación, desde 0 para el aire solamente, hasta 1.0 para aire totalmente saturado con vapor de gasolina.

PERDIDAS POR LLENADO

Cuando es bombeado el líquido dentro del tanque, se expelle un volumen igual de vapor a través de los venteos. El calentamiento del chorro que ingresa por el tanque o por la bomba, ciertas técnicas de llenado y otros factores, pueden causar una evaporación adicional que incrementa las pérdidas más allá del desplazamiento igual al volumen. Los vapores expelidos estarán cerca de la saturación total.

Cuanto la saturación es menos al 100%, la diferencia será usualmente más que igualada por medio de las pérdidas adicionales de la evaporación debida al bombeo hacia adentro. Consecuentemente, no se hace ningún gran error asumiendo un desplazamiento de volumen igual de una mezcla totalmente saturada de aire vapor, y usando la fórmula dada anteriormente con un $S= 1,1$ para calcular la pérdida de galones durante las operaciones de llenado.

Obviamente, la frecuencia con la cual un tanque es vaciado y llenado, determina las pérdidas por llenado, y al final puede usualmente ser considerado como un promedio por ciento de rendimiento anual. Ya se han dado ejemplos de la magnitud de las pérdidas por llenado.

Generalmente hablando, EN TANQUE DE CUBIERTA CONICA, AUN CON

VALVULAS DE RESPIRACION HERMETICAS, NO ES UNA ELECCION MAS ECONOMICA PARA EL CASO EN QUE DEBE SER VACIADO Y LLENADO A MENUDO, A MENOS QUE PUEDA SER ADECUADO Y APROPIADAMENTE USADO CON ALGUN SISTEMA DE CONSERVACION DEL VAPOR.

Tomando como base todo lo expuesto con relación a la mecánica de las pérdidas, vamos a detallar en forma ordenada las principales fuentes y factores de producción de las mismas. Si alguna de éstas se repite, es con el objeto de que el problema quede perfectamente claro.

ii) PRINCIPALES FUENTES DE PERDIDAS POR EVAPORACION.

Las pérdidas por el fenómeno de la evaporación son muy comunes en todos los ramos de la industria petrolera como por ejemplo: en la producción, en la refinación, en el transporte y en el almacenamiento.

En la producción existen básicamente tres operaciones:

- a) Separación de Gas-Aceite
- b) Tratamiento de emulsiones
- c) Operaciones en las baterías de tanques

En la separación del gas-aceite, existen grandes cantidades de hidrocarburos livianos que no siempre se recogen oportunamente y que se escapan a la atmósfera. Cuando no existen sistemas apropiados de recuperación de gases y estos se producen en grandes cantidades, se llega inclusive a quemarlos a través de mecheros de diseño especial.

Durante el tratamiento de emulsiones (mezclas íntimas entre petróleo y agua) proveniente de los pozos, debido a la aplicación del calor y a la agitación turbulenta necesaria, se desarrollan en mayor proporción la evaporación de los hidrocarburos más ligeros, los mismos que de ordinarios también son perdidos en la atmósfera.

En la operación de baterías de tanques también se originan pérdidas debido al continuo movimiento a que es sometido el petróleo en ellos, ya que diariamente se hacen operaciones de carga y descarga, y lógicamente en algunas ocasiones con métodos incorrectos.

En la refinación del petróleo existen también pérdidas fundamentales en las operaciones de mezclas, recolección de desperdicios y fallas en los ajustes de equipos que deben ser herméticos.

En las mezclas, como por ejemplo, en la gasolina ligera con naftas o gasolina de alto octanaje con gasolina pesadas que se realizan en tanques ordinarios, se volatilizan muchos de los hidrocarburos debido a la agitación que se hace necesaria realizar para obtener buenos resultados. También se obtiene una gran volatilización en los residuos provenientes de la refinación, que en realidad son mezclas de petróleo con derivados y agua, lodo, etc., los mismos que luego son separados en pozas o separadores abiertos, recuperándose solamente lo más pesado y perdiéndose lo más liviano. En el transporte, ya sea en los buques tanques, en caros tanques, o en oleoductos, debido a malos diseños o porque los productos que se transportan se encuentran a temperaturas relativamente elevadas, también se van a originar mermas en las cantidades totales de los combustibles en cuestión.

Por último, durante el almacenamiento se tienen también seis grandes formas de pérdidas, las mismas que de una manera general, lo podemos clasificar en:

- a) Respiración
- b) Almacenamiento (respiraciones pequeñas)
- c) Operaciones de carga o llenado
- d) Operaciones de descarga o vaciados
- e) Humedecimiento
- f) Por ebullición

a) Para las pérdidas que los llamaremos por respiración, los vapores o mezclas de hidrocarburos y aire existentes en los espacios de vapor de un tanque de almacenamiento, tienden a expandirse y escapar a la atmósfera, bajo la influencia de los incrementos de temperatura ambiental o bajo la influencia de los cambios de presión atmosférica. Esta clase de pérdidas tiene lugar en todo tipo de tanques de almacenamiento, siendo mucho más notable en los tanques que posee en un techo cónico fijo, es decir, aquellos que no están diseñados para resistir grandes cambios de presión interna y en la presión externa.

La respiración del tanque, se encuentra regulada por una válvula de seguridad que cumple la doble función de presión y vacío, lo mismo que permite en ciclos sucesivos, ya sea el escape de los vapores o la entrada de aire.

b) Durante el almacenamiento, es decir cuando la gasolina se encuentra en el tanque, sin ser sacado ni incrementada en su volumen con nuevas cantidades adicionales también se originan pérdidas que no se consideran por respiración propiamente dichas, por ejemplo, cuando hay necesidad de abrir una tapa de inspección. Los vapores contenidos en el tanque escapan rápidamente.

c) En las operaciones de carga o de llenado de tanques, la turbulencia creada y la compresión de los vapores existentes en el mismo, debido al paulatino ascenso del nivel del líquido, hace que éste actúe como un pistón que empuja a los vapores hacia arriba con escapes de vapor.

Inicialmente en la industria petrolera fue utilizado el método de la caída libre o rociado para el llenado de tanques. Operación que se efectuaba dejando caer el combustible libremente al fondo del tanque desde alguna boca de entrada situada en la parte superior, operación que producía gran evaporación.

Un estudio más detallado de los métodos de carga a determinado que la forma ideal de llenar un tanque es introduciendo el combustible desde el fondo, operación conocida como llenado bajo superficie, la misma que logra solamente en su parte inicial la producción de turbulencia inconveniente, pero luego ésta se disminuye conforme aumenta el nivel del líquido. Este es el método que actualmente se emplea más para llenar un tanque en todas las ramas de la industria petrolera.

d) Los vapores escapados durante la operación de descarga de un tanque, se define como pérdida por vaciado, efectivamente, cuando se realiza este trabajo, va quedando un espacio vacío que tendrá que ser ocupado parcialmente por una mezcla de aire e hidrocarburos livianos que tienden a volatilizarse para mantener el equilibrio en este espacio.

e) La evaporación debida a humedecimiento se produce en los tanques de techos flotantes, y son el resultado del descenso del techo y el humedecimiento de las paredes, las cuales al estar expuestas a la atmósfera se volatilizan en forma casi inmediata. Esta forma de pérdidas en realidad constituyen una cantidad muy pequeña.

f) Por último, también hay ocasiones en las cuales los líquidos almacenados alcanzan su temperatura de ebullición debido a la fuerte radiación solar, por lo cual expelen una gran cantidad de vapores que van a ser perdidos en la atmósfera, esta clase de evaporación se produce en

todos los tipos de tanques, siendo los más afectados los de techo fijo y los de alta presión.

iii) FACTORES QUE INTERVIENEN EN LA EVAPORACION

La cantidad total de pérdidas por evaporación, depende fundamentalmente de la velocidad a la cual se produce y del período de tiempo que se considera.

Los factores que afectan la velocidad de pérdidas son:

- a) Presión de vapor verdadera del líquido almacenado
- b) Cambios de la temperatura en el tanque
- c) El espacio vacío
- d) El diámetro del tanque
- e) Programa de operaciones de llenado y vaciado
- f) Condiciones del tanque, y
- g) Tipo de diseño del tanque

Además la saturación y la difusión son efectos que forman solamente una parte del mecanismo de las pérdidas y pueden ser clasificadas como variables dependientes o secundarias.

a) Presión de vapor verdadera de un líquido. La presión de vapor verdadera afecta la velocidad de la pérdida porque es la fuerza básica que origina la evaporación. Como se sabe, esta variable cambia con la composición del líquido y con la temperatura.

La presión de vapor verdadera a la temperatura de almacenamiento es de mucha importancia. Para mezclas de hidrocarburos esta presión disminuye con la evaporación, debido al cambio en la composición del líquido. Generalmente la presión de vapor verdadera se determina a partir de correlaciones que toman en cuenta la presión de vapor REID.

El efecto de la presión verdadera en la velocidad de las pérdidas por evaporación en un tanque de techo fijo, depende de dos factores internos, el primero, la concentración del hidrocarburo a saturación y la difusión, y el segundo factor, la convección.

La concentración de hidrocarburos en el vapor que es expedido del tanque es la máxima y aumenta en relación directa con la presión de vapor verdadera, por lo tanto, las pérdidas por evaporación se incrementarán

tan rápidamente como la presión de vapor verdadera tiende a igualar a la presión de escape del tanque. Sin embargo, a partir del estudio de otro mecanismo, la difusión y la convección del hidrocarburo gaseoso desde la superficie del líquido al espacio del vapor, indica que éste es demasiado lento para saturarlo completamente.

Los análisis de los vapores que escapan durante la respiración normal de un tanque, demuestran que éstos generalmente están saturados solo en un rango entre 80 y 90%.

Por lo tanto, la fuerza impulsadora que debe vencer la resistencia a la difusión y a la convección a través del espacio de vapor, será uno de los factores que se deben controlar.

La fuerza impulsadora podría definirse como: la presión de vapor verdadera del líquido menos la presión parcial de los hidrocarburos en el espacio de vapor. Conforme la presión de vapor aumenta, la fuerza impulsadora aumentaría en proporción directa si el porcentaje de saturación en el espacio de vapor permanece constante.

Las pérdidas por llenada y vaciado de los tanques de techo fijo, al igual que en el caso anterior, son directamente proporcionales al incremento de la presión del vapor verdadera. Este concepto no puede aplicarse cuando la presión verdadera excede a la presión del tanque, debido a que en ese momento está ocurriendo la ebullición y las pérdidas serán mucho más grandes.

b) Cambios de temperatura en el tanque. Los cambios de temperatura interna se deben a la mayor o menor radiación solar. Durante el día, el calor fluye a través de las planchas del techo y de la concha, penetrando al interior del tanque y aumentando la temperatura del espacio de vapor, haciendo crecer el volumen.

El efecto térmico es el de aumentar la temperatura de la superficie del líquido, lo cual provoca una evaporación acelerada. Durante las noches se tiene un efecto totalmente contrario, el vapor se contrae dejando espacios vacíos que son llenados con el aire del medio ambiente. El calor del sol también provoca convección forzada en el espacio de vapor, lo cual ayuda a la evaporación en la superficie del líquido con la consiguiente dispersión rápida de los vapores hidrocarbúricos.

Del calor proveniente de los rayos solares que caen sobre el tanque, parte es reflejado, parte es absorbido por las planchas de acero de

la concha y del techo elevando su temperatura propia, mientras que el resto luego de atravesar la concha penetra en el tanque en donde produce los siguientes efectos:

- Calentamiento del aire
- Calentamiento de los vapores hidrocarburíficos
- Calentamiento de la gasolina
- Evaporación de parte del líquido

Indudablemente, deben considerarse las propiedades radiantes del acero, los calores específicos y las conductividades térmicas del acero, del aire, del vapor y de la gasolina; así como el efecto retardador del aire en la difusión del vapor y el efecto de la corriente de convección.

c) Espacio de vapor del tanque. El volumen del espacio de vapor es proporcional (directamente) a su altura. Para un tanque de techo fijo una mayor altura conlleva mayores pérdidas, debido a que si hay un mayor volumen ocupado por el vapor, tendrá ciclos de respiración más frecuentes. Sin embargo, cuando se incrementa esta altura, el calor penetra al sistema, no aumenta en proporción directa.

d) Diámetro del tanque. El diámetro del tanque influye en el volumen del espacio de vapor y en las condiciones de la superficie del líquido. La respiración es relativamente proporcional, al aumento del volumen de vapor, ya que este aumento influye en el incremento del área para la transferencia de calor. Si asume como constante la altura del tanque, las pérdidas totales por respiración aumentarán, conforme aumenta el volumen (diámetro de tanque).

e) Programa de operaciones de carga y descarga. Considerados en un período de tiempo más o menos largo la frecuencia con que se efectúan las llenadas y vaciadas del contenido de un tanque, así como el promedio de espacio de vapor, estos tienen gran influencia en la pérdida total. Para un sistema de tanques, cuyos espacios de vapor se encuentran conectados entre sí por tuberías, la capacidad de almacenamiento de vapor se puede mantener constante si se programa la carga a un tanque al mismo tiempo que la descarga de los otros, lo cual evitará que escapen los vapores.

f) Condiciones del tanque. La condición en que se encuentra el tanque, es un factor que también afecta a las pérdidas. Las ventoleras abiertas a la atmósfera, dan lugar a que las pérdidas sean elevadas cuando

se producen cambios rápidos en la presión del producto almacenado. Entonces la respiración del tanque se hace agitado, con soplos rápidos y cortos, lo mismo sucede cuando hay figuras en el tanque.

g) Tipo del tanque.- El tipo de diseño del tanque también afecta a la evaporación. En los tanques de techo cónico fijo es donde se observa la mayor cantidad de pérdidas. El elemento que básicamente controla el régimen de evaporación es el espacio de vapor, mientras menor sea éste, menores serán las pérdidas.

EVALUACION DE LAS PERDIDAS

Las pérdidas más importantes son las que se producen por "Respiraciones Pequeñas" y "Respiraciones Grandes".

A) PERDIDAS POR "RESPIRACIONES PEQUEÑAS" (Almacenamiento estático).

En el espacio de vapor, los gases provenientes de la evaporación de la gasolina por efecto de los cambios de temperatura y presión ambientales, tienden unas veces a escapar a la atmósfera y otras a condensarse y volver al estado líquido.

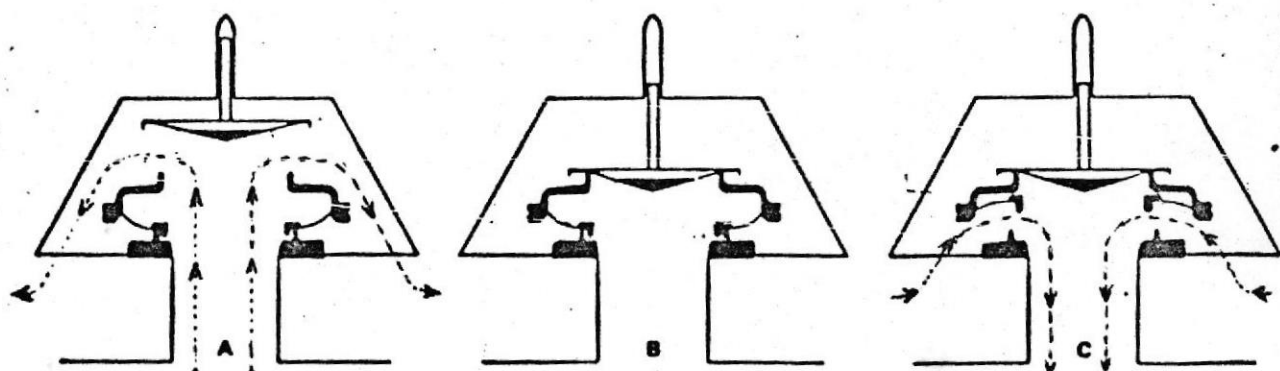
Un estudio analítico de este fenómeno, como el de determinar la cantidad exacta de hidrocarburos que escapan a la atmósfera sigue siendo motivo de investigaciones profundas, para encontrar la mejor manera de controlarlas.

LA GASOLINA, es una mezcla compleja de hidrocarburos que hierven dentro de la zona de 40 a 200°C. Se encuentra en estado natural en el petróleo y en el gas natural y posee hidrocarburos en el rango de C_4 a C_{12} . En la gasolina obtenida por destilación directa y aun en el cracking moderado, la composición está determinada por la naturaleza del petróleo del cual procede. En términos generales, la gasolina contiene 661 parafinas posibles y 3839 olefinas posibles dentro de los límites mencionados (C_4 a C_{12}), a esto debe añadirse los hidrocarburos aromáticos y nafténicos posibles; los primeros son pocos de 10 a 15 pero los nafténicos son numerosos, 8000 o más.

Según esto, los diferentes hidrocarburos ocupan en el tanque de almacenamiento diferentes niveles, de acuerdo a su densidad, esto se afirma lógicamente en una forma muy relativa; debiendo suponerse, por lo tanto, que en la superficie se encuentran moléculas de los hidrocarburos más livianos, los mismos que se mantienen en estado líquido por efecto de la presión molecular; sin embargo, como el tanque se encuentra sometido a la acción del calentamiento del sol y otros fenómenos del medio ambiente, los hidrocarburos livianos de la superficie, por su menor densidad y mayor energía cinética relativa, tienden a dejar el estado líquido y vaporizarse. La vaporización siempre continua hasta que llega al punto de saturación máxima del espacio vacío, con aire. En consecuencia, la presión del vapor que ha ido en aumento se controla con una válvula especial colocada para la seguridad del tanque, que ha sido diseñada solamente para soportar una presión limitada.

La válvula de seguridad se abre en el momento que la presión de vapor empieza a sobrepasar a la presión de resistencia máxima del tanque, dejando escapar en este momento, importantes cantidades de vapor, el mismo que arrastra un cierto porcentaje de hidrocarburos. Fig. A.

En ciertos momentos del día como durante las noches los vapores existentes en el espacio vacío del tanque, debido a la baja de temperatura involuntaria y consiguientemente de su temperatura interna, tienden a condensarse provocando una disminución en la presión de vapor, la misma que puede llegar a ser inferior a la atmosférica, así mismo, en este momento, la válvula de seguridad se abre permitiendo la entrada de aire, que luego el hidrocarburo contenido en el tanque tratará de saturar. Fig. C.



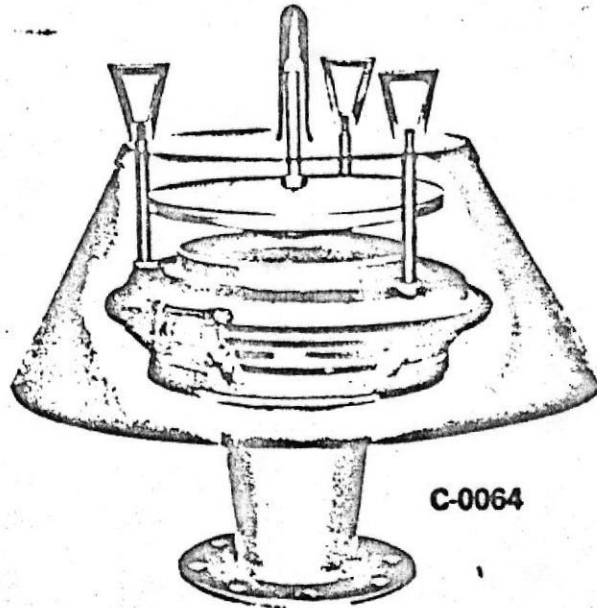


Figura 3.4.1

El proceso que hemos descrito se debe a la exhalación- in-
halación, o sea un ciclo de respiración el cual continúa inde-
finidamente.

DETERMINACION EXPERIMENTAL DE PERDIDAS POR EVAPORACION EN LAS
"RESPIRACIONES PEQUEÑAS".

Se ha tomado como base un tanque de almacenamiento en óp-
timas condiciones, con capacidad nominal para 210.000 galones
(794.85 m³) calibrado en pie, pulgadas y octavos de pulgadas.
El tanque contenía 103.091 galones de gasolina de 80 OCTANOS,
calculado su volumen a 60 F.

El cargamento de gasolina de 80 Octanos fue traído a Gua-
yaquil por un buque-tanque, cargado en las refinerías de la Li-
bertad y bombeado al tanque denominado PS-1020.

Se procedió a dejar el producto en reposo por el lapso de 15 días, tiempo en el cual se tomaron cada cuatro o cinco días las temperaturas máximas y mínimas de la atmósfera, del espacio de vapor y de la superficie del líquido contenido.

Al terminar el período de 15 días, se midió el contenido del tanque y se tomaron muestras para el laboratorio. La temperatura atmosférica fue tomada con un termómetro ambiental a 200 mt. de distancia del tanque de prueba.

Se dejó otros 15 días el producto almacenado y al cabo de ello se repitió las operaciones.

Resultados obtenidos por este método de medición manual:

GALONES PERDIDOS 621
% de pérdida con relación al volumen inicial ..0,602
Quedaron al fin del experimento 102470 gals. de gasolina a 60°F.

Este valor coincide muy cercanamente con el obtenido mediante la ecuación recomendada por el API.

$$V_p = V_1 \left[\frac{T_2 - T_1}{T_1 + 460} + \frac{P_2 - P_1}{P_a + P_2 - P_2} - \frac{P_2 - P_1}{P_a + P_2 - P_2} \right]$$

en donde:

- V_p : Volumen de vapor perdido por respiración en pie³
- V_1 : Volumen mínimo del espacio de vapor en pie³
- T_2 : Temperatura promedio máxima del espacio de vapor
- T_1 : Temperatura promedio mínima del espacio de vapor
- P_2 : Presión manométrica a la cual se abre la válvula por efecto de la presión interna.
- P_1 : Presión manométrica a la cual se abre la válvula por efecto de la presión externa.
- p_2 : Presión de vapor a la máxima temperatura de la superficie del líquido
- p_1 : Presión de vapor a la mínima temperatura de la superficie del líquido.
- p_a : Presión atmosférica.

B) EVALUACION DE LAS PERDIDAS POR RESPIRACIONES GRANDES (OPERACIONES DE LLENADO)

Como ya se dijo anteriormente, cuando un tanque que sirve para el almacenamiento de gasolina se encuentra vacío, su espacio libre está en realidad saturado de hidrocarburos gaseosos, si entonces empieza a ingresar en el tanque cantidades crecientes de combustible en su movimiento de ascenso, la superficie del líquido actúa como un pistón que comprime a los vapores atrapados en este espacio libre, obligando al vapor que en un momento dado empuje la válvula de seguridad y escape a la atmósfera, cuando ésto ha sucedido tenemos una pérdida por llenado.

Con el combustible que quedaba del experimento de almacenamiento estático, se efectuaron sucesivamente tres transferencias de tanque a tanque desde el PS-1020, a los tanques PS-10-21, PS 10-23 y PS 10-19, los cuales estaban en óptimas condiciones de trabajo y los mismos que fueron cargados mediante una bomba con capacidad para 15.000 Gall/hr.

Terminada cada transferencia y luego de dejar en reposo el producto durante 5 minutos aproximadamente, con el fin de que se separe cualquier burbuja de aire formada en el mismo por la turbulencia del bombeo, se procedió a tomar 4 muestras de cada uno de los tanques de 42.000 Gals., para las pruebas de laboratorio.

RESULTADOS

TRANSFERENCIA	TEMP. DEL VAPOR (°F)	GALLS. PERDIDOS	% DEL VOLUMEN INICIAL
1º	95	56	0,187
2º	94	84	0,276
3º	95	39	0,203

% DE PERDIDA CON RELACION AL VOLUMEN TOTAL TRANSFERIDO
..... 0,219%

El API también recomienda una fórmula para calcular las pérdidas por "Respiraciones Grandes" y es la siguiente:

$$F = 3,08 \times 10^{-4} P_v V_i$$

En donde: P_v : Presión parcial del hidrocarburo en la mezcla saturada (psia)
 V_i : Volumen total de galones bombeados
 F : Cantidad de pérdidas por llenado, en las unidades de V_i .

C.- ANALISIS DE LA RECUPERACION

Nuestro primer problema al analizar la recuperación será determinar con exactitud la naturaleza y la calidad de hidrocarburos que se pierde. Esto es en realidad un problema muy complejo, ya que en primer lugar sabemos que los vapores provenientes de la gasolina-motor contiene hidrocarburos en el rango de los BUTANOS, los PENTANOS y los HEXANOS, con pequeñas cantidades de otros más pesados, pero en rasgos generales podemos decir que predominan los Butanos y PENTANOS. Tenemos por otra parte el aire con todos sus componentes constitutivos como el O_2 , N, gases raros, etc. De aquí concluimos que es necesario hacer ciertas asunciones para simplificar los cálculos.

La primera de estas asunciones será la de ignorar al aire, ya que en realidad este constituye un porcentaje pequeño a la temperatura de expulsión, además va ha ser extraído mediante purgas, y por último el porcentaje de vapor de agua que contiene el mismo es despreciable e incondensable en las condiciones de nuestro recuperador.

En segundo lugar es necesario representar a los hidrocarburos con solamente uno de ellos, utilizando la correlación existente entre el hidrocarburo y su peso molecular. La determinación del peso molecular la haremos empleando la tabla desarrollada por el NATIONAL BUREAU OF STANDARDS y el AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE (API). La cual relaciona el peso molecular con la presión de vapor Reid y la pendiente al 10% de evaporado en la curva de destilación ASTM.

Con el peso molecular obtenido interpolamos entre los pesos moleculares de los hidrocarburos que se presentan en la tabla.

De esta manera y con los datos obtenidos por los autores del trabajo en el que nos estamos basando que son:

$$PVR = 6,8 \text{ psia.}$$

$$S = 2,95 \text{ (Pendiente al 10\% de evaporado)}$$

$$T_v = 95^\circ\text{F}$$

Utilizando las tablas antes mencionadas encontramos el peso molecular = 65, el mismo que se encuentra entre los Butanos y los Pentanos. De éstos, escogemos como hidrocarburo característico para nuestro trabajo los N-PENTANOS, puesto que los Butanos por sus propiedades físicas se encuentran siempre en estado gaseoso en condiciones normales en tanto que los Pentanos son constituyentes fijos de la gasolina.

CAPITULO 4

SISTEMA RECUPERADOR

Una vez analizado el mecanismo de las pérdidas, y habernos referido al cálculo de pérdidas totales en el territorio nacional, nuestro propósito es reducirlas al mínimo inevitable y permisible por la práctica mundial: 0,5 - 1% (en almacenamiento) como primer paso, ésto, lo lograremos, estableciendo una serie de "Normas de operación" que las expondremos a continuación.

El segundo paso, consistirá en recuperar las mínimas pérdidas inevitables, mediante un sistema mecánico diseñado para el efecto. Este conjunto formará lo que hemos denominado "SISTEMA PARA MINIMIZAR LAS PERDIDAS POR EVAPORACION DE HIDROCARBUROS EN TANQUES DE ALMACENAMIENTO".

Es preciso antes, referirnos brevemente a ciertas características importantes de los depósitos de almacenamiento puesto que los mismos forman parte fundamental de la materia en cuestión.

A) TANQUES DE ALMACENAMIENTO.- Las características de los tanques de almacenamiento de acuerdo a la cantidad y calidad

del producto a almacenarse, los mismos que varían desde los crudos, hasta los productos terminados como: LPG, Diesel y GASOLINA. Las propiedades físicas de los hidrocarburos son un factor importante que determina la característica del tanque de almacenamiento, así: los más pesados como los asfaltos, deben almacenarse a altas temperaturas para permanecer fluidos. En cambio los livianos y los gases de petróleo muy ligeros, tienen que almacenarse a bajas temperaturas o altas presiones (gases licuados). Estas grandes variaciones de las propiedades, significa que un solo tanque no es suficiente para cubrir las necesidades de todos los productos. En algunos casos los contenidos son mayormente valorables que los mismos tanques.

Debido a la naturaleza peligrosa del almacenamiento de hidrocarburos, los tanques son construídos mediante normas similares a las que se emplean en las unidades de proceso. Además del uso del tanque para almacenamiento, éste es utilizado como una medida de la cantidad de hidrocarburo procesado en las unidades de refino.

Debido por otro lado a los peligros que encierran los vapores de hidrocarburos y las chispas eléctricas, todos los tanques tienen conexión a tierra. Es necesario asegurarse de que todas las conexiones sean hechas a una malla especial y que dicha malla esté enterrada. Además para que las descargas eléctricas atmosféricas lleguen a tierra, deben disponerse piezas metálicas. Durante las operaciones de bombeo, se genera electricidad estática, así como durante el movimiento del producto durante el proceso de mezclado, siendo la conexión a tierra la que permite que dichas corrientes estáticas lleguen a la misma.

1.- TANQUES DE TECHO FIJO.- Los tanques de techo fijo son los mayormente usados para el almacenamiento de productos del petróleo. Estos son los más baratos y de diseño más simple. La desventaja sin embargo radica en la continua pérdida de vapores a través de los venteos del tanque.

Los tanques de techo fijo operan dentro de rango de presión comprendidos entre 1 1/2 plg. de agua positiva y 1 1/2 de

agua negativa.

CUANDO UN TANQUE ES LLENADO, LOS VAPORES QUE SE ENCUENTRAN ENCIMA DEL LIQUIDO, DEBERAN SER DESPEDIDOS A LA ATMOSFERA, O CONTROLADOS EN UN SISTEMA DE RECOLECCION DE VAPOR. El vapor descargado a la atmósfera puede formar una mezcla explosiva alrededor del tanque. La cantidad de vapores de hidrocarburos descargados que saturará el aire es muy apreciable, dependiendo de la presión de vapor del fluido y de la temperatura del medio ambiente. En forma similar cuando un tanque se encuentra en el proceso de vaciado, se produce la respiración del tanque a través de la válvula de respiración, - siendo también ésta, una causa de evaporación grande que dá lugar a una mezcla explosiva. La respiración de un tanque de techo fijo también ocurre a cambios de temperatura en el medio ambiente, entre el día y la noche, que lógicamente crea una apreciable pérdida de vapor de hidrocarburos.

ACCESORIOS PARA TANQUES DE TECHO FIJO

VENTEOS

a) VENTEO TIPO CUELLO DE GANSO O TIPO ABIERTO.- Son destinados para obtener volúmenes de vapor y aire o máximos rangos de bombeo. El venteo será protegido con una malla para evitar el ingreso al tanque de pájaros e insectos. Este tipo de venteo se utiliza para tanques que almacenan fluidos de baja presión de vapor, y con una temperatura de inflamación (punto de inflamación) de 150 °F en adelante.

b) VENTEO DE CONSERVACION.- VALVULA DE VENTEO PRESION.- VACIO.- Usado para fluidos o materiales cuyo punto de inflamación es menor de 150°F. Estas válvulas son calibradas para abrirse bajo presiones o vacios de 1,5 plg. de agua. Además serán instaladas con una malla para proteger del ingreso de pájaros e insectos, como en el caso anterior.

AHOGADOR DE VENTEO

Este, está instalado en un venteo -cuello de ganso y es operado mediante un cable. Como puede producirse fuego en la descarga del venteo, el ahogador del venteo puede ser operado

desde el piso con lo cual se extinguirá el fuego.

DIP HATCH

Este dispositivo va instalado en el techo del tanque con el fin de medir el contenido del mismo, cada DIP HATCH tiene una marca y bajo ésta y sobre el piso del tanque, hay una plancha situada a una distancia entre la marca y el piso la cual deberá permanecer constante durante toda la vida del tanque.

BOCAS DE HOMBRE

Sirve para la entrada del personal de mantenimiento al interior del tanque.

Hay normalmente una boca de hombre en el techo del tanque y por lo menos una en la envolvente. Algunos tanques tienen tres bocas de hombre en la envolvente.

MEZCLADORES

Existen mezcladores para tanques de techo fijo y de techo flotante. Estos normalmente son de tipo de ALABES, los cuales están fijados a tres pies de la base del tanque y estratégicamente situados alrededor de la envolvente del mismo. Los mezcladores son accionados por un motor situado en la parte exterior del tanque. Los mezcladores son usados para evitar la estratificación del líquido. Pueden también ser utilizados como mezcladores en un proceso de BLANDING, aunque hay otro tipo de mezcladores o agitadores para el mencionado proceso, que actúan mediante un procedimiento denominado BLANDING DE JET MIXER, el cual forma un ángulo a la entrada del tanque, cuando el líquido es bombeado a través de él, creando una turbulencia que ayuda a mezclar los componentes del tanque.

BRAZOS OSCILANTES

Algunos tanques de techo fijo, tienen un brazo oscilante de succión. Este es un tubo extendido hacia el centro del tanque desde la válvula de succión. En el centro del tanque un alambre es atado o fijado en el tubo y va a través de una polea en el techo hacia el suelo. Mediante este tubo levantándolo o

bajándolo podemos tener succiones en varios niveles. Cuando se usan bombas centrífugas el brazo oscilante no debe usarse sin líquido.

LINEAS PARA ESPUMA.- CAMARAS PARA ESPUMA

Las líneas y las cámaras para espuma son instaladas en los tanques de techo fijo, cuyo contenido de hidrocarburos tienen un "FLASH POINT" menor de 150°F. Consiste en un tubo fijado verticalmente en la envolvente del tanque, con la entrada justo debajo del techo. En el extremo inferior de la línea justo pegado al tanque, existe una cámara mezcladora. La línea está sellada con respecto al tanque, mediante un cristal o cualquier material fácil de romperse, cuando esto sucede, se aplica la espuma a presión al tanque automáticamente. Actualmente en el INTERIOR del tanque se encuentran diseños de líneas verticales.

ATRAPADOR DE LLAMAS

Algunos venteos vienen provistos de un atrapador de llamas, el cual tiene la finalidad de parar cualquier llama o fuego que tratara de ingresar al tanque a través del venteo. El atrapador de llamas consiste en una celda hecha con planchas corrugadas, o celdas de finas mallas de alambre.

INDICADORES DE TEMPERATURA

Los indicadores de temperatura son instalados en los tanques de techo fijo y de techo flotante. Ellos usualmente miden la temperatura del contenido del tanque a 3 pies de la base del tanque, y a 2 pies 6 plg. de la envolvente.

MEDIDORES AUTOMATICOS PARA TANQUES

Estos medidores dan el nivel del líquido en el tanque, lectura que puede hacerse desde el exterior del tanque. Los medidores automáticos de nivel (automatic gage level) los hay tanto para tanques de techo fijo como de techo flotante.

CALENTADORES DE TANQUES

Existen en tanques de techo fijo y de techo flotante para

los que requieren calentamiento, con el fin de mantener un estado fluídico. Los calentadores pueden ser de parrilla o serpiente, depositados sobre la base del tanque, o un haz de tubos en la línea de succión. El medio de calentamiento puede ser vapor o aceite caliente, ocasionalmente son usados calentadores (hornos) dentro del tanque.

SELLADOR DE GAS EN LOS TANQUES DE TECHO FIJO

Resguardan a que no se produzca contacto entre el oxígeno con ciertos productos de hidrocarburos, los tanques son sellados con nitrógeno o de ser posible con FUEL GAS DULCE de la refinera, cuando un tanque pertenece a una de ellas. Este puede afectar al producto que va a ser almacenado, debido a la absorción del fuel gas.

WATER DRAW OFF

Los tanques de techo fijo y flotante tienen un SUMP manual, con el fin de que el agua que contiene el producto se deposite en él, para ser posteriormente extraída. La línea del water draw off está instalada desde el borde de la envolvente hacia el sump. El agua es expulsada, por apertura de la válvula de la línea del water draw off, desde el fondo del sump, debido a la presión existente en el interior del tanque por efecto de los vapores del producto.

DIAPHRAGM VAPOR DOME

Su suso es muy común si la gasolina va a ser almacenada en tanques de techo fijo. Los vapores salen a través del venteo por un domo de vapor, cuando la temperatura se incrementa cualquier vapor expelido, es recolectado en el diafragma y cuando la temperatura desciende, los vapores regresan al tanque, sin que se produzcan pérdidas. Lo mismo sucede en los procesos de transferencias del producto. Constituye éste un método de evitar pérdidas.

2.- TANQUES DE TECHO FLOTANTE.- ACCESORIOS

En este tipo de tanque, el techo descansa sobre la superficie del producto, subiendo y bajando con el nivel del líquido. Esto reduce las pérdidas por evaporación y también la posibili-

dad de acumularse vapores explosivos. Hay dos tipos de techos flotantes: el de tipo pontón anular y el de doble cubierta (puente).

TECHO FLOTANTE TIPO PONTON

Los tanques de techo flotante tienen un pontón anular alrededor del borde y una mesa de simple espesor en el centro. La superficie superior del pontón tiene una inclinación hacia el drenaje del centro de techo mientras que la superficie inferior tiene una inclinación contraria con la finalidad de atrapar los vapores.

La relación de la superficie del pontón a la superficie total del tanque depende del tamaño del tanque y de los requerimientos de flotación. En adición a la flotación los pontones proveen de una capa de aire que sirve de aislamiento.

TECHO FLOTANTE CON DOBLE CUBIERTA

Los techos flotantes con doble cubierta, tienen dos mesas o cubiertas completas sobre la superficie del líquido. La cubierta superior tiene la pendiente hacia el centro dando un drenaje positivo. El espacio de aire entre las dos cubiertas provee buen aislamiento sobre toda la superficie del líquido. Está diseñado para flotar mediante dos pontones flotadores.

ANILLO CONTRA VIENTOS

Como los tanque de techo flotante están abiertos en la parte superior, la parte superior de la envolvente tiene que ser reforzado con un anillo contra vientos, para proteger de la fuerza del viento en condiciones de alta velocidad del mismo. El tamaño del anillo contra vientos depende del tamaño del tanque. En algunos casos el anillo contra vientos es usado como camino.

SOPORTES DE TECHO

Los soportes del techo son requeridos para proteger las líneas de entrada y salida del techo a los calentadores que puede tener el tanque.

Los soportes del techo o patas, son contruidos de tubos y tienen dos posiciones, la posición o parte baja de aproximadamente 2 pies 6 plg. sobre la base del tanque y una parte de 6 pies, la cual es conocida como la parte de limpieza que es usada para la limpieza del tanque. Existe suficientes soportes distribuidos de acuerdo al peso del techo.

DRENAJES DE TECHO

Los drenajes del techo remueven el agua del techo, por esta razón los techos vienen equipados con drenajes. Los tipos más comunmente usados son los siguientes:

- a) Manguera flexible
- b) Tubo de drenaje con uniones de balanceo

En cada caso, el tubo o manguera lleva el agua del techo hacia afuera del tanque, en donde existe una válvula de drenaje. En ambos casos la manguera o tubo deberá drenarse para prevenir el congelamiento en épocas frias (países donde las temperaturas son muy bajas). Hay una válvula de posición no retornable al final del tubo de drenaje del techo con el fin de que si el drenaje falla no se inunde el techo.

B.- VENTILACION DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE TECHO FIJO Y BAJA PRESION (PRESIONES Y VACIOS ATMOSFERICOS).

SEGURIDAD Y CONSERVACION

FUNDAMENTOS

Las funciones de las válvulas de escape en el almacenaje de líquidos volátiles inflamables son dos: SEGURIDAD Y CONSERVACION. La seguridad es a menudo descuidada al sobreenfaticar la conservación.

Puesto que actualmente es casi universalmente aceptado que los "tanques que almacenan líquidos apreciablemente volátiles y valiosos deben ser herméticos", esta discusión comienza con esa suposición.

Un tanque hermético con accesorios dejando fugar el contenido es una fuente de considerables pérdidas así como de peli-

gro. Por lo tanto, asumiendo que los tanques herméticos de vapor y accesorios de fondo herméticos a los líquidos son una necesidad, llegamos al siguiente fundamento importante, desarrollado en detalle en las siguientes secciones de este capítulo: válvulas herméticas de escape en un bajo rango de presión no pueden prevenir la evaporación, pero juegan un rol importante en la MINIMIZACION DE PERDIDAS.

Si el tanque y sus accesorios son satisfactorios, es el "tipo" de tanque en relación a la "forma en que se usa" lo que determina las grandes pérdidas, tanto en el llenado como en su mantenimiento en almacenaje. "Una válvula de escape que deja fugar el contenido puede causar serias pérdidas del material almacenado".

La otra función principal de una válvula de escape de baja presión es PROTEGER EL TANQUE. Para este fin, se establecen puntos de presión y vacío como límites de operación segura para el tanque. Estos NUNCA deberían ser los ajustes de la válvula de escape.

"Las válvulas de escape deberán ser ajustadas y de tamaño relativo a la capacidad, de modo que bajo ninguna posible condición de operación se exceden los límites de seguridad de presión o vacío del tanque". Una válvula de escape convencional de peso-cargado no ventila a su presión o vacío fijado; debe sujetarse a una presión o vacío más allá de su determinación para obtener flujo. La diferencia entre el ajuste de la válvula y la presión de espacio de vapor del tanque (o vacío) se llama la "Sobre presión" (o sobrevacío)

EL TANQUE Y SU PRODUCTO ALMACENADO

Los años pasados han visto un énfasis incrementado en los estudios cuyo ánimo principal es evaluar y reducir las pérdidas, riesgos y accidentes. Hacer una lista de los trabajos de referencias, sin incluir documentos privados y reportes no revisados ampliamente, sería indudablemente largo. Brevemente, el consenso es que el costo de las modernas facilidades de almacenaje de petróleo y los mismos productos almacenados demandan un escrutinio más agudo en la selección de válvulas herméticas de venti-

lación que sean adecuadas para proteger a los tanques y a los productos. El ahorro de unos pocos dólares a través de la compra de válvulas de ventilación inadecuadas, nunca es realmente económico. A través de los años una válvula de ventilación conveniente y hermética, puede ahorrar varias veces su costo.

Desde el punto de vista de PERDIDAS del producto almacenado, la curva de escape o fuga a presiones del espacio de vapor, que son menores que la presión determinada, es mucho más importante que una curva de capacidad de sobre-presión.

Por otra parte, la SEGURIDAD DEL TANQUE durante el llenado o la operación de vaciado, o durante rápidos cambios en presiones de vapor del espacio, o vacíos, no se afecta por la fuga, pero depende en gran parte en la capacidad de ventilación a presiones o vacíos superiores a los ajustes de la válvula.

MAGNITUD DE LAS PERDIDAS

En los tanques herméticos de cubierta fija, para gas, no interconectados con dispositivos suplementarios para ahorro de vapor, hay ciertas pérdidas que no pueden ser completamente evitadas.

Hemos dicho que: durante las operaciones de llenado, la mezcla de aire y vapor del producto en el espacio de vapor es enviada hacia afuera a través de las válvulas de ventilación. Obviamente, mientras más frecuentemente es un tanque llenado y vaciado durante el curso de un año, son más grandes las pérdidas totales durante el llenado.

El valor en dólares de la pérdida depende de la calidad y cantidad de la pérdida de vapores, lo cual a su vez depende del tamaño y forma del tanque, presión de vapor del producto almacenado, frecuencia de llenado y vaciado del tanque, y en cierta extensión, en los ajustes de las válvulas de ventilación.

Como un ejemplo de las pérdidas por llenado, en discusión, ellas pueden aproximarse para este tipo de tanques a 80 barriles por cada tanque de 100.000 barriles de crudo típico y a 150 barriles para cada producción de 100.000 barriles de gasolina para motores, de grado promedio.

Es significativo también que las pérdidas por llenado, así como las pérdidas por evaporación del producto almacenado, consisten en los extremos más valiosos y volátiles, de modo que el producto resultante, menos los extremos evaporados, gradualmente se deteriora en valor. Algunas gasolinas para motor pueden fácilmente perder un número total de octanaje por una pérdida de evaporación del uno por ciento.

La segunda pérdida enevitable se relaciona con la evaporación y ventilación del tanque durante el tiempo en que permanezca almacenado el producto. Cualquier tanque de gas hermético y de cubierta fija, está sujeto a variaciones atmosféricas de la temperatura. Las temperaturas atmosféricas incrementadas causan la expansión de la mezcla aire-vapor en el espacio de vapor y una evaporación mayor debida al aumento de la temperatura en la superficie del líquido. El aumento de presión resultante debe ser ventilado para proteger el tanque.

Las temperaturas atmosféricas decrecientes causan a la mezcla de aire-vapor una contracción, la temperatura de la superficie del líquido decrece y ocurre una pequeña cantidad de condensación del vapor de hidrocarburo. Consecuentemente, entre aire fresco dentro del espacio de vapor del tanque y viene a estar parcialmente saturado con vapores del producto. El siguiente ciclo de las temperaturas en aumento envía vapores adicionales volátiles y valiosos, hacia la atmósfera.

Estas pérdidas por ventilación de los tanques herméticos de gas de cubierta fija, dependen de factores aún mayores que aquellos relativos a la pérdida por llenado: tamaño del tanque, presión de vapor del líquido, variaciones de temperatura profundidad promedio de llenado o volumen del espacio de vapor, color del tanque y localización. Pueden contribuir aún factores tales como la elevación sobre el nivel del mar.

Para visualizar el tipo de magnitud de evaporación de las pérdidas por ventilación en tanques herméticos para gas, con cubierta fija, éstas serán brevemente ilustradas. Asumiendo que se trate de tanques standar de cubierta en cono, de 40 pies de alto, en un clima promedio típico en los Estados Unidos, mostrando variaciones diarias de temperatura y considerando que estos tanques durante el curso del año permanezcan llenos en un

tercio aproximadamente de su capacidad, la evaporación anual y pérdida por ventilación expresada en barriles del producto se aproximaría a los siguientes valores:

TAMAÑO DEL TANQUE	CRUDO TIPICO DE MEDIO CONTINENTE 30° A.P.I.	GASOLINA PARA MOTORES 10 LB. REID
10.000 barriles	150 barriles	300 barriles
50.000 barriles	575 barriles	1150 barriles
100.000 barriles	1030 barriles	2050 barriles

Ver referencias 1,2,3, y 12 al final de esta sección.

Las figuras anteriores se basan en las válvulas herméticas de ventilación y no incluyen la pérdida muy apreciable en el valor del producto restante debido a la pérdida de los extremos deseables, lo cual materialmente abarata la calidad del producto como un combustible. En la Costa Oeste, para crudos promedio, no es raro un precio diferencial de alrededor de 5 centavos por barril, por grado A.P.I.

Para propósitos de un estimado más cuidadoso de las pérdidas que pueden esperarse de productos específicos bajo cualquier condición dada, en las siguientes porciones de este capítulo se describen métodos más precisos de análisis.

SEGURIDAD DEL TANQUE

Una de las funciones principales de la válvula de ventilación de baja presión es proteger de daños a los tanques en los cuales estas válvulas están montadas. Las válvulas de respiración o ventilación usualmente representan sólo una pequeña fracción de uno por ciento de la inversión total para un tanque convencional de cubierta en cono. Los riesgos potenciales de un tanque inseguro, justifican la compra de sólo el equipo de seguridad más confiable.

El ajuste y máxima sobrepresión permisible para obtener toda la capacidad de ventilación necesaria debe determinarse por medio de la capacidad del tanque para soportar la presión y vacío.

La "Guía de Ventilación del Instituto de Petróleo Americano" (API) incluida posteriormente en este capítulo, es la norma más segura sobre la cual se basan los requisitos de ventilación en este tipo de tanque, en lo relativo a movimientos del petróleo, evaporación y cambios termales.

La presión máxima a la cual un tanque deberá ordinariamente estar sujeto es exactamente bajo el punto al cual las placas de la cubierta son levantadas de las vigas de soporte de ésta.

Para ilustración: una cubierta construída de placas de acero de 3/16" (nuevo peso equivalente= 1.471 pulgadas de columna de agua) estaría mejor servidas por una ventilación de 3/4 de pulgadas de agua con una sobrepresión máxima permisible de 100% de ajuste, o una presión total permisible del espacio de vapor en el tanque de 1.5 pulgadas de agua.

Este ejemplo se basa en la Guía de Ventilación A.P.I. que indica la presión adecuada de ventilación durante una relación máxima de llenado de un tanque caliente casi vacío, simultáneamente con un período de posible alza máxima atmosférica. Consecuentemente, si la válvula de respiración tiene el tamaño apropiado de acuerdo a las Normas de Ensayos A.P.I., la probabilidad de que la presión de espacio de vapor en el tanque alcance algún momento 1.47 pulgadas de agua, es remota.

Por medio de la misma prueba, para el mismo tanque se podría requerir un ajuste de ventilación de una pulgada de columna de agua, capacidad máxima de ventilación requerida para obtenerse a 50% de sobrepresión o a una presión del espacio de vapor total de 1.5 pulgadas de columna de agua. Esto ayudaría en algún grado a conservar los vapores al posible gasto de requerir una válvula de ventilación más grande en algunos casos.

Los comentarios anteriores no toman en cuenta la VENTILACION DE EMERGENCIA, como en el caso de exposición al fuego.

Un ajuste o sobrepresión demasiado altos, sujetan al ángulo superior y a la junta del techo a flexiones y esfuerzos repetidos que pueden dar como resultado un debilitamiento perma-

nente y daño. La falla de un tanque con cubierta en cono bajo presión, se caracteriza frecuentemente por el combamiento y colapso parcial del ángulo superior y del curso superior acoplado con el hinchamiento de la cubierta. La presión a la cual puede ocurrir tal falla depende de la construcción del tanque, tamaños de placa y ángulo, tamaño del tanque, condiciones del tanque en relación con la corrosión, etc.

Es bastante común la práctica de construir los tanques más grandes con la llamada "Junta débil" donde la cubierta se une al ángulo superior. Esto permite el levantamiento de la cubierta y la disipación de la sobrepresión peligrosa en una emergencia, sin pérdida del producto y sus riesgos posibles.

La seguridad del tanque con relación a la excesiva presión interna se discuten en la Guía de Ventilación de la A.P.I.

Deben determinarse cuidadosamente el ajuste del vacío más el sobrevacío máximo permisible. En lugar de las presiones a las cuales las placas de cubierta se levantan, ésto debe determinarse de la resistencia del tanque vacío al colapso. Puesto que la resistencia del tanque se afecta por numerosos factores, tales como tamaño del tanque, espesor del casco y placas de la cubierta, tamaño del ángulo superior, adelgazamiento debido a la corrosión, posibles cargas de nieve, etc., el límite de trabajo seguro deberá establecerse a través de la consulta al fabricante del tanque.

Una vez que ésto se haya realizado, pueden establecerse los ajustes de vacío, y los requisitos de ventilación pueden ser determinados de la Guía de Ventilación API. Las curvas seguras de capacidad al vacío, permitirán entonces la determinación de los tamaños de la válvula de ventilación necesaria para la total seguridad del tanque.

En algunos casos, los requisitos de presión dictarán el número y tamaño requeridos de las válvulas de respiración para cada tanque, y en otros casos los requisitos de vacío serán los que gobiernen esta determinación.

PROTECCION AL FUEGO

La importante de las válvulas de respiración de presión y vacío en la protección de un tanque y su producto del fuego, es a menudo, pasado por alto.

Las mezclas de vapor de gasolina y aire propagan llama sólo dentro de límites estrechos de alrededor de 1% a 6% de vapor de gasolina en el aire. En promedio, si hay menos del 1% total volátil de hidrocarburos mezclados (del tipo que se encuentra en el crudo y gasolinas refinadas) en el aire, a temperaturas y presiones atmosféricas substancialmente normales, la mezcla es demasiado deficiente para soportar la combustión. Si el total de hidrocarburos está sobre 6%, el vapor es demasiado rico para explotar. Los hidrocarburos puros tienen diferentes límites, como se indica en un capítulo posterior; pero nosotros describimos aquí una regla general suficientemente exacta para condiciones prácticas y convencionales.

Puede verse que los tanques herméticos de cubierta fija con respiraderos herméticos de presión y vacío, que almacenan productos apreciablemente volátiles, normalmente se mantendrán con una mezcla de espacio de vapor demasiado rica para prender y propagar el fuego.

Cuando tal tanque bajo condiciones al vacío respira al aire fresco, se forman bolsas de mezcla inflamable justo bajo la válvula de ventilación hasta que se detiene la respiración al vacío y, la evaporación adicional, difusión y mezclado, enriquecen estas bolsas sobre el 6%.

Al momento, una condición peligrosa puede ocurrir en el almacenaje de crudos relativamente poco volátiles y destilados, donde el punto de saturación en el espacio de vapor a veces cae dentro del rango de inflamación. Si el cuerpo del producto almacenado es calentado por medio de la exposición al fuego, y si el espacio de vapor no se prende inicialmente en el proceso por medio de algún punto caliente en el casco sobre el nivel líquido o de algún otro recurso, la evaporación en aumento enriquecerá el vapor sobre el límite superior inflamable.

En este caso, como en el caso de los combustibles más volátiles, cuando los vapores dentro del tanque son demasiado ricos para prenderse, ellos pueden encenderse solo después de despachar la ventilación de liberación de presión y mezclarla con más aire. La distancia desde el respiradero a que ellos pueden quemar depende de la cantidad de aire adicional que requieren así como de la velocidad con la cual ellos dejan el respiradero.

En casos de aceites lubricantes, kerosenes, combustibles, etc., la presión de vapor es usualmente tan baja a la temperatura atmosférica como para tener una concentración de menos de 1% de vapores inflamables de hidrocarburos en el espacio de vapor.

Consecuentemente, es una práctica común omitir las válvulas de respiración de presión y vacío de estos tanques en favor de respiraderos libres y abiertos. Debería reconocerse, sin embargo, que un fuego adyacente podría calentar suficientemente tales tanques como para construir una atmósfera explosiva en el espacio de vapor, en cuyo caso una ventilación abierta incrementaría el riesgo.

La relación de propagación de la llama en mezclas de combustibles de los hidrocarburos bajo discusión, con el aire, varía de cero a los dos límites de combustible, hasta aproximadamente seis o siete pies por segundo en mezclas óptimas, en condiciones atmosféricas normales. Esto significa que aún si una mezcla óptima para explosión es emitida de una válvula de ventilación, cuando su velocidad es mayor a siete pies por segundo la llama no puede viajar de regreso hacia el tanque. Una válvula de ventilación ajustada para 3/4" de presión de agua no funcionará hasta que se alcance la presión indicada, en cuyo punto la emisión de gases en condiciones esencialmente normales tiene una velocidad de aproximadamente 48 pies por segundo. Según se incrementa la presión en el tanque, como es natural también se incrementa la velocidad de emisión de los gases. Según se incrementa la riqueza del vapor, aumenta la distancia que los vapores deben viajar desde la válvula de ventilación, para que pueda recobrase suficiente aire a fin de obtener una mezcla inflamable.

Estos factores explican el porqué no se considera peligroso necesariamente el tener incendiados los vapores según ellos son emitidos de los respiraderos de presión y vacío, durante un fuego a la intemperie.

Si, de todos modos, un fuego pudiese alcanzar una intensidad de calor suficiente como para causar una falla estructural de la válvula de respiración, es de mucha importancia que tal falla no cierre la puerta de ventilación de la presión.

4-1 NORMAS DE OPERACION Y SEGURIDAD

Las consideraciones hechas en 3-4-1, (Mecanismo de evaporación), se han basado en tanques herméticos de cubierta fija para gas. Para estos tanques se utilizan válvulas herméticas de seguridad, las que además de eliminar pérdidas por derrame o difusión, contribuyen a la CONSERVACION, al acomodar algunos cambios de presión de vapor sin ventilación, en base a sus ajustes. Para ilustración indicamos un caso típico.

Consideremos un tanque de cubierta cónica con un promedio anual en el cambio de temperatura diaria en el espacio de vapor de -30°F y un rango de operación de las válvulas de ventilación para conservación, de 1 pulgada de vacío de agua a 1 pulgada de presión de agua. Las pérdidas por respiración sólo se reducirían en aproximadamente 8%; un tanque con un promedio anual de pérdidas por respiración de 1.100 barriles de producto líquido, las válvulas de ventilación ahorrarían cerca de 88 barriles del producto anualmente sobre los ventiladores libres, sin contar la protección adicional por pérdidas debidas a fricción del aire.

Junto con el ahorro durante el llenado así como otras ventajas substanciales ya previamente descritas, esto hace obvia la conveniencia de una inversión en válvulas de respiración.

VALVULAS DE RESPIRACION DE BAJA PRESION

El estudio anterior debería lógicamente estar seguido por el estudio de las características de las válvulas de escape de baja presión, o válvulas de ventilación para conservación. Esto es un imperativo para seleccionar los ventiladores apropiados para un grupo de condiciones. Las modernas válvulas de escape se construyen en una variedad de tipos con diferentes grados de énfasis en las siguientes características:

- (1) Capacidades de alto flujo cuando se excedan los ajustes
- (2) Excento de fugas cuando los ajustes sean menores
- (3) Excento de pegamiento o congelamiento
- (4) Fácil de mantener en el campo
- (5) Economía

(6) Con arreglo especial para resistir la corrosión, condiciones especiales, servicio químico especial, etc.

(7) Conveniencia para temperaturas inusualmente altas o bajas del producto almacenado.

(8) Baja vulnerabilidad a un incendio en la válvula combinada con máxima protección al tanque.

Obviamente un diseño de la válvula de escape no es universalmente la mejor elección. Las características de una válvula de escape dada deben pesarse junto con el tipo de tanque o sistema de conservación, el producto almacenado, clima alrededor del año, probable-frecuencia de mantenimiento, etc., antes de que se haga la elección.

LAS CAPACIDADES, EFICIENCIAS Y SELECCION se discuten en una sección subsiguiente de este capítulo, en páginas posteriores.

R E F E R E N C I A S

- 1.- CHICAGO BRIDGE AND IRON CO.- Technical Bulletin No. 20
- 2.- ESSO STANDARD OIL CO.- Committee on Oil Loss Prevention, Product Loss Reduction Study, Nat. Pet. News, July 13, 1949, p. 22 and July 27, 1949, p. 23
- 3.- LARSON, D. E., Conservation in Petroleum Storage, General American Transportation Corp. 1948.
- 4.- HAPPEL & HEATH, gasoline Evaporation Losses, Oil & Gas Journal, March 25, 1943, p. 160
- 5.- ULM, R.C. Evaporation Losses from Cone Roof Tanks, Graver Tank and Mfg Co., Inc. 1949
- 6.- McCULLOUGH, Legatski and Pixley, Reducing Losses of Volatile Liquids, Nat. Pet. News, Feb 6, 1946 p. R-122
- 7.- GRANDONE, P. Evaporation Losses of Aviation Gasoline in Standing Storage: Bureau of Mines R. I. 3701, 1943
- 8.- ASHLEY, C. C., Evaporation Losses of Petroleum Oils from Steel Tanks, A/P.I. Trans., Chicago Meeting, Nov. 18, 1938
- 9.- BOSA, L. The calculation of Venting Requirements for low Pressure Oil Storage tanks, Oil and Gas journal, Nov. 18, 1938, p. 196
- 10.- LARSON, D. E., Factors Affecting Selection of Storage for Pipe Line Terminals, Pet Eng., Mar. 1946, p. 158
- 11.- Evaporation Loss of Petroleum from Storage Tanks, API Symposium, 32nd annual meeting of the API, Chicago Nov. 10, 1952
- 12.- Evaporation Loss in the Petroleum Industry-causes and control. API Bull. 2513, Feb. 1959.

DETERMINACION DE REQUISITOS PARA VENTILACION
DE TANQUES

NORMAS DEL INSTITUTO AMERICANO DE PETROLEO

NOTA: Como las mediciones en este rango son casi siempre invariablemente realizadas usando como manómetro de agua, nosotros usaremos la norma de "pulgada de agua" para la medición de presión o vacío en tanques de baja presión, con preferencia a la norma de "onzas por pulgada cuadrada". Se recomienda que, donde sea posible, las especificaciones de ajustes de presión y vacío de las válvulas de escape se expresen en pulgada de agua.

GUIA API PARA VENTILACION DE TANQUES

Y

PROCEDIMIENTO RECOMENDADO PARA ENSAYAR LOS DISPOSITIVOS DE VENTILACION PARA TANQUES DE ALMACENAJE DE BAJA PRESION A COLOCARSE SOBRE EL TERRENO PARA PRODUCTOS DE PETROLEO Y PETROLEO.

1.0 ALCANCE

Esta guía se aplica a los tanques de almacenaje de petróleo a instalarse sobre el terreno, diseñados para operar esencialmente a la presi

atmosférica (*).

Los requisitos de ventilación para las siguientes condiciones se indican a continuación:

- A. Exhalación debida a la afluencia máxima de aceite dentro de los tanques, debida a la evaporación máxima causada por tal afluencia.
- B. Exhalación debida a la expansión y evaporación que resulta del incremento máximo en la temperatura atmosférica (respiración termal).
- C. Exhalación debida a condiciones anormales o de emergencia, tales como exposición al fuego.
- D. Inhalación debida al flujo de salida máximo de aceite del tanque.
- E. Inhalación debida a la contracción de vapores resultantes de la disminución máxima en las temperaturas atmosféricas.

2.0 REQUISITOS DE CAPACIDAD PARA VENTILACION NORMAL.

2.1 Para exhalación (desfogue de presión).

2.1.1 El requisito debido al movimiento del producto dentro del tanque y de la evaporación resultante, deberá ser equivalente a 600 pies cúbicos de aire por hora para cada 600 barriles por hora de la relación máxima de llenado, para productos con un punto de inflamación de 100 F. y más altos.

2.1.2 El requisito debido a movimiento del producto dentro del tanque y resultante evaporación, deberá ser equivalente a 1.200 pi-s cúbicos de aire por hora para cada 100 barriles por hora de llenado máximo del tanque, para aceites con un punto de inflamación bajo 100 F.

(*) Esta guía intenta determinar una práctica segura y razonable para un clima normal de temperatura en la zona y condiciones de operación normales. Las muchas variables que deben considerarse en conexión con los problemas de ventilación del tanque hacen impracticable el determinar reglas simples y definidas que sean aplicables a todas las localizaciones y todas las condiciones de operación, como por ejemplo, tanques en los cuales el petróleo es calentado o los cuales reciben el petróleo de pozos o colectores. Los estudios de ingeniería de cualquier tanque particular pueden mostrar que es deseable usar una capacidad ya sea menor o mayor que aquella estimada de acuerdo con esta guía.

2.1.3 El requisito debido a la exhalación termal, incluyendo la evaporación termal, para la capacidad dada del tanque para productos con un punto de inflamación de 100 F y más alto, deberá ser como se muestra en la columna (3) de la tabla 4.1.1

2.1.4 El requisito debido a la exhalación termal, incluyendo la evaporación termal, para la capacidad dada del tanque para productos con un punto de inflamación bajo 100 F, deberá ser como se muestra en la columna (4) de la tabla 4.1.1

TABLA 4.1.1 CAPACIDAD DE VENTILACION TERMANL
(expresada en pies cúbicos por hora de aire)

Capacidad del Tanque *	Inhalación (vacío) Todas las existencias	Exhalación (presión)	
		Punto de inflamación de 100 F y más	Punto de inflamación bajo 100 F.
(1)	(2)	(3)	(4)
1.000	1.000	600	1.000
2.000	2.000	1.200	2.000
3.000	3.000	1.800	3.000
4.000	4.000	2.400	4.000
5.000	5.000	3.000	5.000
10.000	10.000	6.000	10.000
15.000	15.000	9.000	15.000
20.000	20.000	12.000	20.000
25.000	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

* Interpolar para tamaños intermedios.

NOTAS PARA LA TABLA 4.1.1

Para tanques con una capacidad mayor a 20.000 barriles, los requisitos para las condiciones de vacío son muy cercanos al valor teóricamente computado de 2 pies cúbicos de aire por hora, por pie cuadrado del área total de casco y cubierta. Para tanques de menos de 20.000 barriles de capacidad, el requisito de inhalación termal para la condición de vacío se ha limitado a un pie cúbico de aire por hora para cada barril de capacidad del tanque. Esto equivale substancialmente a una relación media de cambio de temperatura-espacio-vapor de 100 F. por hora.

La capacidad requerida de exhalación para existencias con un punto de inflamación de 0 sobre 100 F ha asumido como 60 por ciento de la capacidad de inhalación requerida, puesto que las temperaturas de la cubierta y casco del tanque no pueden levantarse tan rápidamente bajo cualquier condición como pueden bajar durante una fría lluvia súbita.

Para existencias con un punto de inflamación bajo 100 F. los requisitos para ventilación-presión-termal, han sido determinados como iguales a los requisitos de vacío, para permitir la vaporización a la superficie del líquido y la gravedad específica más alta de los vapores del tanque.

2.2 PARA INHALACION (desfoque de vacío)

2.2.1 El requisito debido a movimientos del producto fuera del tanque deberá ser equivalente a 560 pies cúbicos por hora para cada 100 barriles por hora de relación máxima de vaciado del tanque, incluyendo la relación de gravedad del flujo a otros tanques, para productos de cualquier punto de inflamación.

2.2.2 El requisito debido a inhalación termal para una capacidad dada del tanque para productos con cualquier punto de inflamación deberá ser el que se muestra en la columna (2) de la tabla 4.1.1

2.3 CAPACIDAD DE VENTILACION NORMAL TOTAL

La capacidad normal de ventilación deberá ser la suma de la capacidad requerida para afluencia o efluencia, más la capacidad de inhalación y exhalación termal, como se determinó en la tabla 4.4.1. Esta capacidad deberá obtenerse sin exceder una presión o vacío de operación,

que puede aplicarse al tanque en forma regular y repetida sin causar daño o deformación permanentes.

TABLA 4.1.2 CAPACIDAD TOTAL DE DESFOGUE DE PRESION DE LOS VENTILADORES (ver página siguiente)

3.0 TIPOS DE DISPOSITIVOS DE VENTILACION

3.1 VENTILADORES ABIERTOS

Pueden usarse ventiladores abiertos para proporcionar una capacidad de ventilación a tanques en los cuales se almacene productos con un punto de inflamación de 100 F. y más alto.

3.2 VALVULAS DE ESCAPE

Una válvula o válvulas de escape pueden usarse en cualquier tanque. Se sugiere su uso en tanques almacenando productos con un punto de inflamación bajo 100 F. excepto en aquellos tanques bajo 2.500 galones de capacidad o en tanques bajo 3.000 barriles de capacidad para almacenamiento de petróleo crudo, en un área de producción, de acuerdo con las especificaciones del párrafo 208.01 constante en N.F.P.A. 30 L.

3.3 VENTILACIONES DE EMERGENCIA

3.3.1 Para el propósito de acondicionar la emisión anormal de vapor, que podría ocurrir durante la exposicional fuego, los tanques deberán tener algún dispositivo o forma de construcción que puedan desfogar la presión interna excesiva en forma segura. Esto puede tener la forma de válvulas adicionales o más grande. del tipo abierto, o válvulas de escape; una boca para manómetro de cierre automático o una tapa de buzón con pernos largos que permitirán que la cubierta se deslice bajo la presión interna; o una junta en la cubierta o conexión entre la cubierta y el casco que sea más débil que la junta vertical menos fuerte en el caso o la conexión del casco hacia el fondo.

TABLA 4.1.2

CAPACIDAD TOTAL DE DESFOGUE DE PRESION DE LOS VENTILADORES

Capacidad del tanque *		Capacidad de exhalación total de presión del ventil. (pie cúbico de aire libre por hora).	Diámetro a circular J presiones	
Galones	Barriles		3 Pulg. de agua	1 PS
1.000	23.8	25.300	4	2 1/2
4.000	95.2	69.500	6 3/4	3 1/4
18.000	428	139.000	9 1/2	5 1/4
25.000	595	166.000	10 1/4	6
56.000	1.330	253.000	12 3/4	7 1/4
100.000	2.380	363.000	15 1/4	8 3/4
155.000	3.690	458.000	17 1/4	9 3/4
222.000	5.290	522.000	18 1/4	10 1/2
475.000	11.300	624.000	20	11 1/4
735.000	17.500	648.000	20	11 1/2
Ilimitado		648.000	20	11 1/2

* Interpolar para áreas intermedias.

- 3.3.2 Cualquier tanque de cubierta cónica con un diámetro de 36 pies o mayor, y con una unión de la cubierta esencialmente similar a aquella de las normas 12A, 12B, 12C o 12D de API, deberá ser considerado como poseedor de una conexión débil de cubierta, y por ésto, no necesitará tener ventiladores de emergencia. Otras formas de construcción que indiquen una junta demostrablemente débil, son igualmente aceptables.
- 3.3.3 Las ventilaciones de desfogue para emergencia se proveerán en:
Cada tanque horizontal
En cada tanque vertical con cubierta en forma de bóveda o sonbrilla, a menos que sea construido de acuerdo a la norma 12C de API.
Cada tanque conteniendo un producto cuya presión de vapor Reid sea más alta a 18 psi.
- 3.3.4 La capacidad de los dispositivos de emergencia para desfogue, excepto lo indicado en el párrafo 3.3.3 deberá ser igual a la diferencia entre la capacidad total de desfogue que se muestra en la tabla 2 y la suma de la capacidad requerida para la afluencia de producto dentro del tanque (2.1.1 ó 2.1.2) más la respiración termal (2.1.3 ó 2.1.4)
- 3.3.5 Si un tanque está equipado con una ventilación de desfogue de emergencia, de abertura a presión y cierre automático, deberá mirarse a esta ventilación de emergencia como satisfaciendo una mitad de la ventilación requerida para afluencia de aceites con un punto de inflamación bajo 100 F., o una mitad de la ventilación de presión termal requerida para cualquier producto.
- 3.3.6 Estos dispositivos de desfogue para emergencia, deberán proporcionar la capacidad necesaria a una presión que evite el peligro al casco o fallas del fondo.

4.0 ENSAYO DE DISPOSITIVOS DE VENTILACION

Al menos un modelo de producto de cada tipo y tamaño del dispositivo de ventilación, deberá ser ensayado en relación al flujo, bajo las condiciones a continuación indicadas:

4.01 Los ensayos deberá realizarlos el fabricante, siendo calificados por un observador imparcial calificado, o pueden ser delegados a una agencia particular.

4.1 DATOS DE CAPACIDAD

4.1.1 Los datos de capacidad se presentarán en forma de curvas o tablas que den el volumen de flujo a través de las puertas de vacío y presión, y que cubra el rango total entre la presión de abertura (o vacío) y la presión (o vacío) a la cual las puertas estén totalmente abiertas.

4.1.2 Se expresará la capacidad en términos de pies cúbicos por hora de aire libre a 60 F y presión de 14.7 psia.

4.1.3 Las presiones deberán expresarse en pulgadas de agua, pero las escalas auxiliares se expresarán en onzas por pulgada cuadrada; también pueden incluirse otras unidades, si así se desea.

4.1.4 Deberán hacerse suficientes mediciones a presiones o vacíos en las inmediaciones de los puntos de abertura, y particularmente a 1.1.5, 1.2.5 y 1.5.0 veces la presión o vacío de la abertura, para establecer claramente la capacidad de flujo a esos puntos.

4.1.5 La presión o vacío al cual el disco de la válvula alcanza su posición completamente abierta, se anotarán en la hoja de datos sobre la capacidad.

4.1.6 Los datos de capacidad incluirán una determinación de la forma en la cual se ensayan las válvulas. Si se usa cualquier otro medio que no sea aire, en el ensayo, este hecho deberá anotarse en el reporte, junto con la temperatura del fluido usado y su gravedad específica en las condiciones de ensayo.

4.2 CONDICIONES DE ENSAYO

4.2.1 MONTAJE DEL DISPOSITIVO DE VENTILACION

- 4.2.1.1 Los dispositivos de ventilación o válvulas de escape serán montados para ensayo sobre boquillas de tubería rígida, con el mismo diámetro nominal del tamaño de la válvula o dispositivo y una longitud de 1 1/2 veces el diámetro nominal, excepto aquellas válvulas a ser usadas en tanques de producción, que serán montadas en el equipo de ensayo en la misma forma en que ellas van a ser montadas en el campo. Además, los fabricantes que suministren boquillas especiales para montaje, pueden ensayar sus válvulas cuando se las instale sobre estas boquillas, en la misma forma en que ellas serán montadas en el campo.
- 4.2.1.2 La válvula será montada con su eje en la posición normalmente usada sobre el tanque.
- 4.2.1.3 Para minimizar el efecto de las pérdidas de entrada, el dispositivo de ventilación será montado sobre la parte superior del tanque de ensayo, localizado casi al centro de una área que es esencialmente plana y que tenga un diámetro al menos cinco veces más grande que el diámetro nominal del dispositivo a ser ensayado.
- 4.2.1.4 Los neoplos de tubería rígida se insertarán encuadradamente al tope del tanque de ensayo cerca al centro de la porción plana, con el extremo del neplo nivelado con el interior de la cámara. No se permite ninguna curvatura de la entrada. Cuando se realicen ensayos suplementarios sobre válvulas montadas en accesorios especiales estos accesorios deberán ser colocados cerca al centro de la porción plana y asegurados en la misma forma como se lo hace normalmente en el tanque.

4.2.2 TANQUE DE ENSAYO

- 4.2.2.1 El tanque de ensayo contará con medios convenientes, tales como placas perforadas o tamices, para prevenir chorros de alta velocidad de choques

sobre el dispositivo de ventilación.

4.2.2.2 Se tomarán las precauciones necesarias para amortiguar las pulsaciones en el suministro de aire, lo cual podría causar errores en la medición de flujo.

4.2.3 CALIBRACION (O MEDICION) DE FLUJO

4.2.3.1 Se empleará aire u otro gas conveniente en esta prueba.

4.2.3.2 El flujo de aire o gas se medirán preferiblemente por medio de un medidor de orificio, que use localizaciones de presión y los coeficientes correspondientes dados en el reporte 1935 de la AGA-ASME, y sumarizados en la publicación ASME "Contadores de fluido", 4a. edición (1937) Parte 1, capítulo C-4, y emiendas subsiguientes. Se aceptarán las mediciones de flujo tomadas por otros medios, considerando que el equipo empleado produzca resultados reproducibles, y siempre que haya sido calibrado contra las mediciones, por medio del contador de oficio standard, sobre el rango de operación para el cual se use.

4.2.3.3 La presión estática o vacío se medirán con un manómetro de tubo inclinado o diferencial, o por otros medios capaces de leer presiones que sean correctas dentro de un cuadro por ciento de la presión de abertura.

4.2.3.4 La presión diferencial se medirá como se indica en 4.2.3.3

4.2.3.5 Se proveerá el cambio de orificos, de modo que las mediciones de flujo se hagan con una presión diferencial transversal al orificio de menos de 0.4 pulgadas de agua.

4.2.4 CORRECCIONES

4.2.4.1 Notar que la fórmula en "Medidores de Fluido" (4.2.3.2) da el volumen del aire (o gas) normal,

que fluyó a través de la válvula en las condiciones de ensayo. Que se desea en la capacidad de la válvula, en pies cúbicos por hora, de aire normal en condiciones normales. De aquí que se requiere una corrección para obtener la capacidad relativa a la cual se podría haber obtenido, si el ensayo hubiese sido conducido a exactamente 14.7 psia y 60 F.

- 4.2.4.2 También se requiere una corrección si el ensayo se realizó usando gas en lugar de aire. El factor de corrección es la raíz cuadrada de la relación de densidad del aire en las condiciones normales, a la densidad del medio de ensayo en las condiciones de ensayo.

VALVULAS DE ESCAPE - CAPACIDADES Y EFICIENCIAS

La Guía de Ventilación API se basa en la aceptación de un esquema de requisitos de ventilación y en la disponibilidad de datos de capacidad de flujo, confiables. A falta de esto, o si se aceptan pedidos extravagantes, la norma de ventilación no cumple el propósito primario de protección del tanque contra la presión excesiva o vacío. Unas pocas notas sobre las relaciones de flujo pueden ser por tanto de interés para aquellos que no están familiarizados con este asunto.

El tamaño de una válvula de escape no tiene por sí misma un significado con respecto a la capacidad de flujo si la eficiencia no se toma en cuenta.

Un respiradero de 10" puede tener menos capacidad de flujo que uno de 8", aunque el tamaño nominal puede hacerle a uno creer lo contrario. Esta no es una suposición teórica sino un hecho probado a través del tiempo por medio de ensayos. El diseño general de un respiradero y sus aspectos mecánicos tienen mucho que ver con su eficiencia.

RELACIONES TEORICAS DE FLUJO

A través de orificios 100% eficientes de tubería de tamaño normal, miles de pies cúbicos/hora de aire normal (600°F y 30" Hg.)

TABLA 4.1.3

PRESION	DIF.	D.I. del TUBO NORMALIZADO								
		H ₂ O	Lbs.	2.067*	3.068*	4.026*	6.065*	8.071**	10.136**	12.090**
1/4				2.8	6.1	10.5	23.9	42.3	66.8	95.0
1/2				3.9	8.7	14.9	33.8	59.9	94.4	134.4
3/4				4.8	10.6	18.2	41.4	73.2	115.6	164.6
1				5.6	12.2	21.0	47.8	84.7	133.6	190.1
1 1/4				6.2	13.7	23.6	53.5	94.7	149.3	212.5
1 1/2				6.8	15.0	25.8	58.5	103.7	163.5	232.8
1 3/4				7.3	16.2	27.9	63.2	111.9	176.6	251.4
2				7.9	17.3	29.8	67.6	119.7	188.9	268.7
2 1/2				8.8	19.3	33.3	75.6	133.9	211.2	300.5
3				9.6	21.2	36.5	82.8	146.7	231.3	328.2
4				11.1	24.5	42.1	95.6	169.4	267.1	380.1
5				12.4	27.4	47.1	106.9	189.3	298.6	425.0
6				13.6	30.0	51.6	117.1	207.4	327.1	465.5
7				14.7	32.4	55.8	126.7	224.4	353.9	502.9
8				15.7	34.6	59.6	135.3	239.6	378.0	537.5
10				17.6	38.7	66.6	151.2	267.8	422.3	594.1
13.85	1/2			20.7	45.5	78.4	177.9	315.0	496.9	707.3
15				21.5	47.4	81.5	185.1	327.7	516.9	736.1
20				24.8	54.7	94.2	213.8	378.5	597.0	850.0
27.7	1			29.2	64.4	110.8	251.5	445.4	702.5	1,000.3
41.6	1 1/2			35.8	78.9	135.9	308.4	546.2	861.5	1,225.9
55.4	2			41.4	91.2	157.0	356.3	630.9	995.0	1,414.6
69.25	2 1/2			46.2	101.8	175.3	397.8	704.5	1,111.2	1,581.7
83.1	3			50.7	111.6	192.2	436.1	772.3	1,218.1	1,732.6
97.0	3 1/2			54.7	120.5	207.6	471.0	834.1	1,315.5	1,871.9
110.8	4			58.3	128.5	221.3	502.1	889.1	1,402.4	2,001.3
138.5	5			65.4	144.1	248.2	563.3	997.5	1,573.4	2,237.0
207.7	7 1/2			79.9	176.1	303.4	688.6	1,219.4	1,923.3	2,733.1

* CEEVULA 40

** CEEVULA 30

LA TABLA DE ARRIBA ESTA BASADA EN LA FORMULA

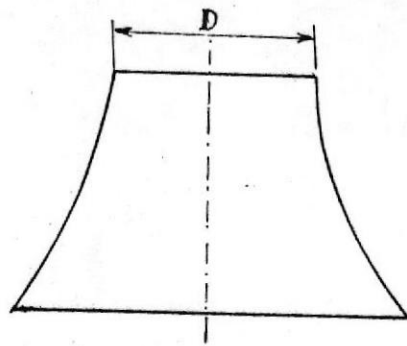
$$PIC^3/HY = 1300 d^2 \sqrt{h}$$

NO ES VALIDA PARA $h > 407$ "H₂O (14.7 lb/plg²)

La palabra eficiencia en la forma aquí usada, se define como la relación entre la capacidad de flujo de una válvula de escape y aquella de un orificio teórico libre de fricción de un diámetro igual al diámetro interior de un plan de tubería 40 del mismo tamaño que el tamaño nominal del respiradero (ver tabla 3).

Las capacidades de flujo de tal orificio ideal pueden ser calculadas y nosotros las consideramos como la norma de referencia. Debe comprenderse que estas capacidades de flujo son el máximo ideal y pueden alcanzarse en la práctica con una boquilla con la forma que se indica en la figura 1, la cual tiene una eficiencia de 98% o 99% ; esto es, tiene una capacidad menor en 1% o 2% de la ideal, del mismo diámetro de orificio libre de fricción.

FIG 4.1.7 - TAMAÑO NOMINAL DE LA BOQUILLA.



Se crea a veces alguna confusión al atribuir los valores demostrados en la tabla 4.1.3 a neoplos de tubería de 12" de largo. En verdad, la capacidad de flujo a través de tales neoplos es mucho menor que aquella de un orificio ideal. Los ensayos sobre neoplos de tubería con tamaño de 4" a 10" con una longitud de 12" dan valores de eficiencia de 84%. Esto puede confirmarse haciendo referencia a cualquier texto o manual confiable sobre flujo de gases a bajas presiones diferenciales. Cualquier desviación apreciable de este factor para las condiciones dadas se debe al equipo o procedimientos de ensayo más que al coeficiente bien establecido.

Este concepto de eficiencia se refiere al tipo de neoplos de ensayo especificados en las Normas de Ensayo API, así como a los neoplos más frecuentemente usados para montajes en campo y es una buena ayuda en la comprensión del rendimiento y características de conservación de las válvulas de escape.

Una válvula de escape de carga pesada, convencional, no ventila a su presión determinada (o vacío). Tan pronto como se desarrolla una sobrepresión, la paleta de presión (o válvula, o disco) comienza a levantar el asiento y permite la ventilación. Según se incrementa la sobrepresión, la paleta se levanta más, formando un orificio equivalente, más largo, con lo cual la presión más alta del tanque de un incremento en el flujo. En otras palabras, esto significa que la eficiencia comienza en cero en los accesorios de la válvula y se incrementa según la sobrepresión aumenta. Cuando la válvula está totalmente abierta, se forma aproximadamente un orificio fijo equivalente, con la eficiencia esencialmente nivelada; desde ese punto una relación de flujo se incrementa aproximadamente en proporción a la raíz cuadrada de la presión en el espacio de vapor. La palabra "aproximadamente" se usa porque aquí se desarrolla un débil desplazamiento hacia abajo en la eficiencia después de alcanzar sobrepresiones muy altas.

El Instituto Americano del Petróleo ha definido a un grupo específico de normas de ensaño como una parte integral de la Guía oficial de Ventilación. Esto permite que todas las ventilaciones sean comparadas en base a sus méritos más que sobre las declaraciones promocionales de venta. Si los equipos de ensayo, montajes, medidores y correcciones son uniformes hay poco lugar para la duda.

Una boquilla totalmente redondeada (coeficiente 0.98) da aproximadamente un flujo de 1.18 veces (a la misma presión de flujo diferencial) de la boquilla del mismo tamaño de lado recto o entrada aguzada (coeficiente 0.84). Por ésto, una válvula de escape montada sobre una boquilla de flujo total mostrará una capacidad más alta que cuando está montada sobre un niple de 12" de largo; pero las cantidades del beneficio también dependen del diseño del respiradero, determinación de éste y de la sobrepresión. Como el ajuste de ventilación es escasamente obtenido, el flujo es obviamente inafectado; sin embargo, según la presión del tanque se incrementa, la ventaja del montaje de flujo total puede ser substancial.

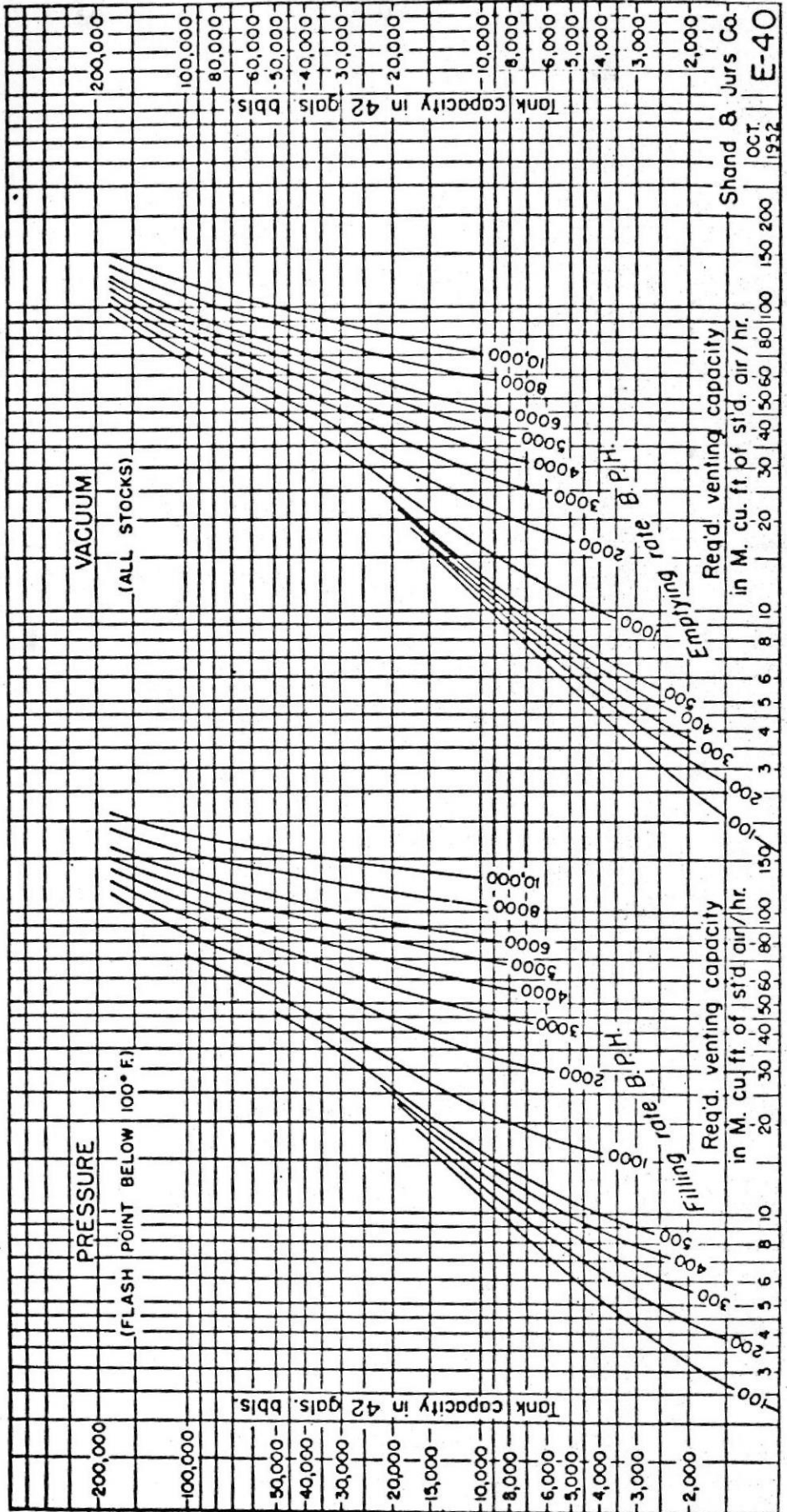
Es interesante notar que el montaje de una boquilla de flujo total incrementa la capacidad de flujo de los retenedores de llama solos o la combinación de válvula de escape y unidades de retenedores de llama por medio de un factor considerablemente más bajo que en el caso de las válvulas de escape solas.

Pero la consideración importante todavía es ésta: CUAL ES LA CAPACIDAD DE FLUJO A UN AJUSTE DADO Y A UNA SOBREPRESION DADA PARA UN TIPO ESPECIFICO DE MONTAJE. Es de importancia secundaria que los nuevos diseños de respiradores obtengan altas eficiencias a presiones inicialmente altas, cuando las consideraciones de conservación y seguridad definen a la presión máxima para un seguro trabajo normal, como aproximadamente la presión equivalente a la cual las placas de la cubierta se deslizan, y la determinación óptima aproximada de 1/2 o 2/3 de aquella.

En una rara emergencia, tal como una fuerte exposición al fuego, la más alta eficiencia de las válvulas de escape modernas, es una decidida ventaja, pero deben mirarse y pesarse y pesarse de acuerdo a la perspectiva apropiada a las operaciones normales durante el día y tiempos del año; de otra forma, las provisiones independientes para desfogue de ventilación de emergencia no se incluirían en la Guía de Ventilación API.

REQUERIMIENTOS DE VENTEO PARA TANQUES DE ALMACENAMIENTO
 DE COMBUSTIBLE DE BAJA PRESION DE ACUERDO CON LA GUIA
 A.P.I. PARA VENTILACION DE TANQUES

Fig. 4.1.1.



REFERENCIA : Esta y las curvas de capacidad de flujo, (4.1.2 a 4.1.6) que se exponen a continuación son fieles copias de su original que se encuentran en el Manual de la SHAND & JUR'S CO. BERKELEY, CALIFORNIA

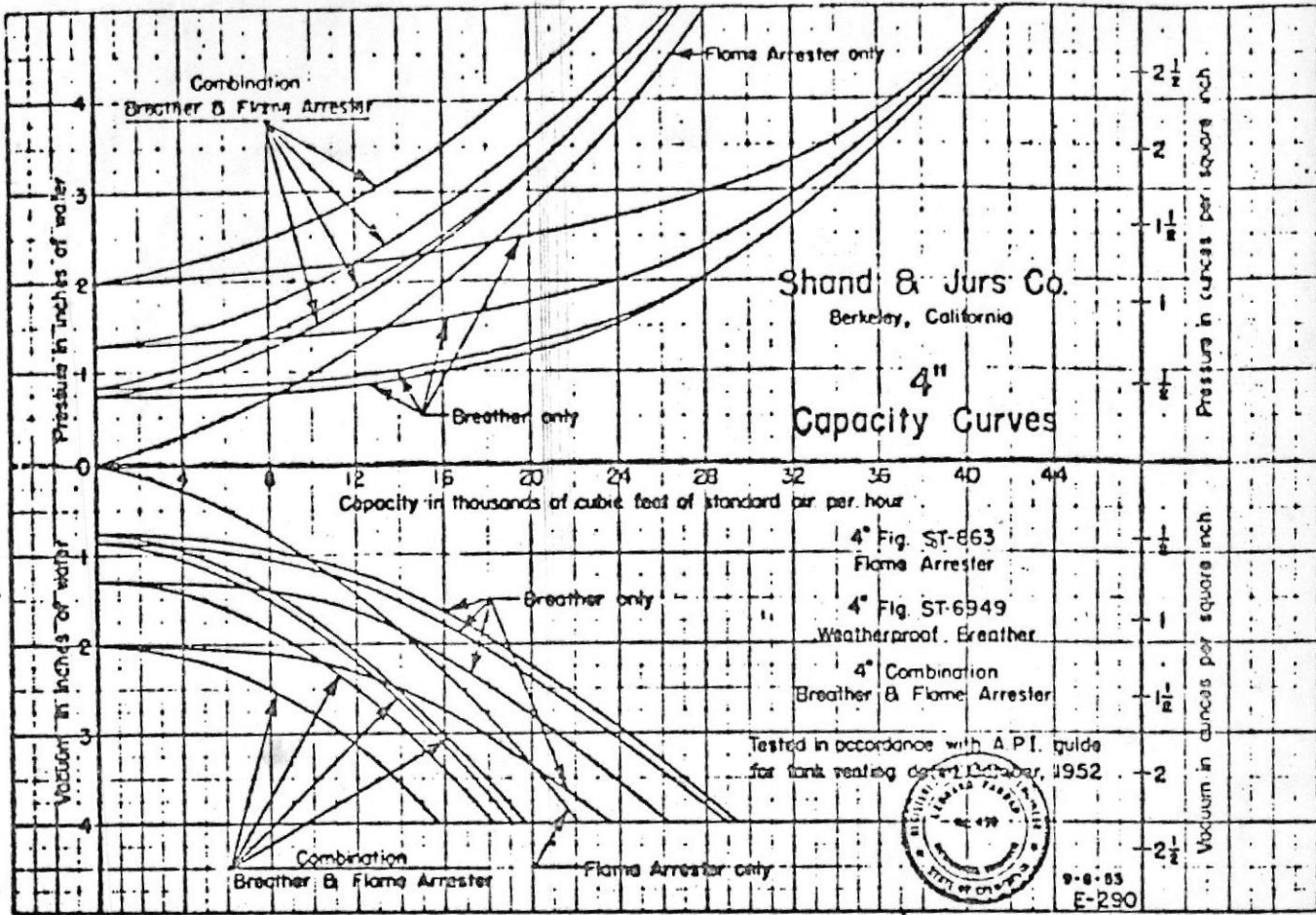
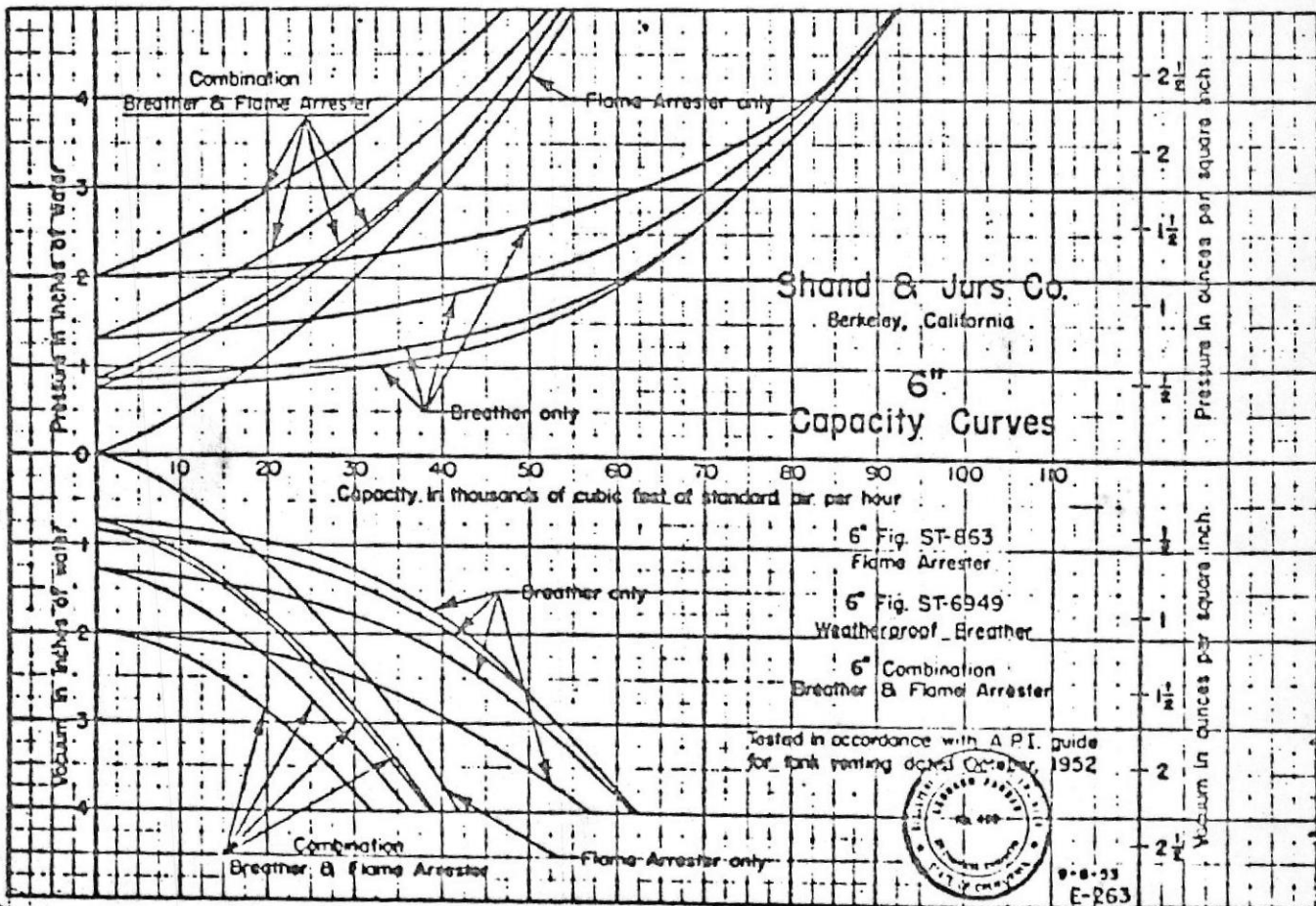
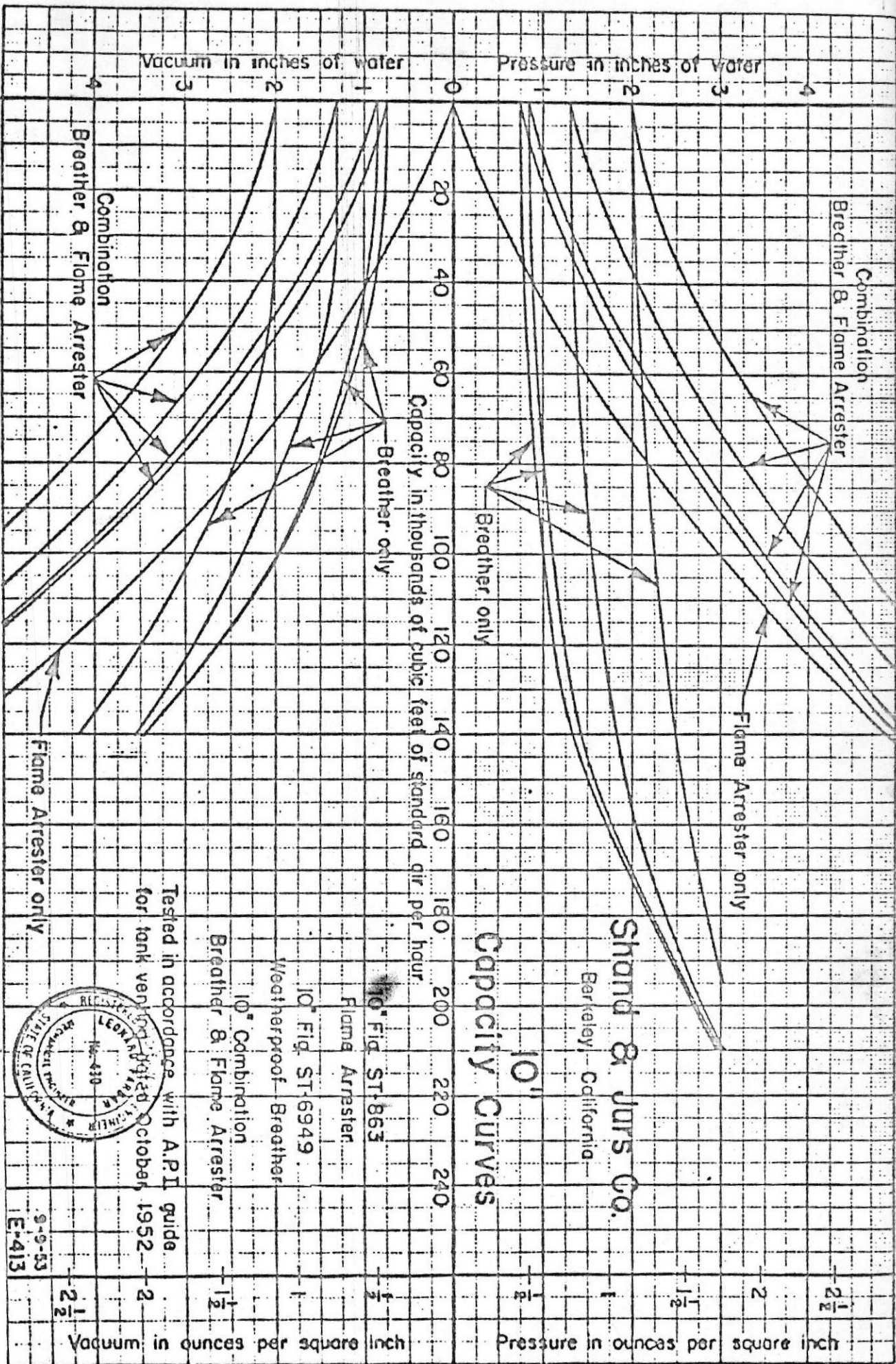


fig. 4.1.2





Shand & Jurs Co.

Berkeley, California

Capacity Curves

10' Fig. ST-863

Flame Arrester

10' Fig. ST-6949

Weatherproof Breather

10' Combination

Breather & Flame Arrester

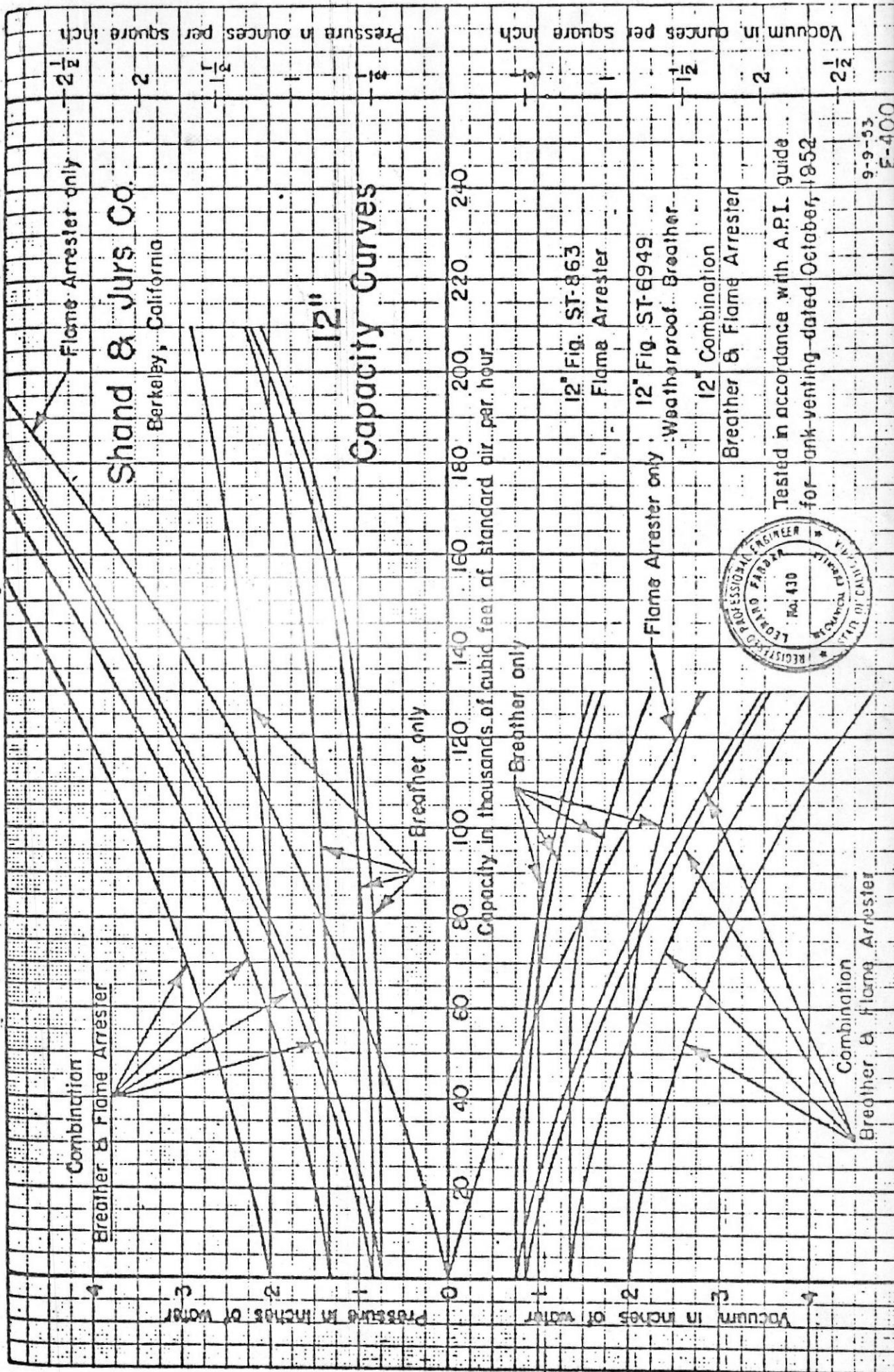
Tested in accordance with A.P.I. guide for tank venting dated October, 1952



9-9-53 E-413

Vacuum in ounces per square inch

Pressure in ounces per square inch



También son importantes los detalles de construcción que influyen en el deslizamiento de la paleta, en respuesta a la presión. Los materiales de fabricación, métodos de guía, pueden afectarse durante el servicio por la corrosión de las partes que forman la válvula y que da como resultado que ésta gradualmente se vuelva más pesada en la operación.

INFLUENCIA DEL TIPO DE TANQUE

Las especificaciones del tipo o diseño de la válvula de escape para cualquier instalación particular depende de las consideraciones mencionadas bajo el capítulo "VALVULAS DE ESCAPE DE BAJA PRESION". Los tipos de tanques de almacenaje son variados, es decir, tanques de cubierta cónica solos, tanques de cubierta cónica, interconectados a sistemas de conservación de vapor, tanques de conservación de vapor, tanques de cubierta flotante, tanques para instalarse bajo el nivel del piso, tanques pequeños para mercadeo, tanques con cubierta de cúpula, etc.

Los tanques de conservación de vapor o cónicos, conectados a ellos, deben tener válvulas de escape con un nivel extremadamente bajo de fugas a presiones menores que la presión determinada o todas las ventajas del sistema se perderán. Obviamente, los otros aspectos deseables en las válvulas de escape son también importantes, pero debe hacerse un gran énfasis en la hermeticidad. Los tanques aislados de cubierta cónica, por otra parte, pueden recibir justamente un poco menos de énfasis en el aspecto de hermeticidad, para ganar, por ejemplo, la ventaja de llamadas menos frecuentes para inspección, o una adaptabilidad más fácil a condiciones iniciales de servicio. En estos casos puede justificarse la modesta economía relativa a los asientos duros y válvulas de paleta sobre válvulas tipo paleta sellada, cuando esta economía nunca sería justificada en un sistema de conservación.

El asunto de la capacidad de flujo a través de ventiladores de cierre en aro, o ventiladores de vacío de cubierta central, sobre cubiertas flotantes, es igualmente diferente de otros tipos de tanques de almacenaje. Debe hacerse un muy cuidadoso estudio en relación con las características de los ventiladores montados sobre tanques que almacenan productos calentados o refrigerados, teniendo la confiabilidad de operación el más alto orden de importancia. Generalmente hablando, todos estos tanques, grandes o pequeños, sobre el terreno o subterráneos, son vulnerables al daño de lo que de otra forma podría ser considerado un vacío relativamente bajo.

En climas donde las condiciones de congelamiento pueden ocurrir durante el ciclo anual, es casi imperativo el considerar una resistencia extra al frío. Una falla de un tanque podría costar más que miles de tales extras, sin mencionar los costos relativos a la falla del tanque.

En cada problema de ventilación del tanque, deberán determinarse claramente las especificaciones como para una presión máxima normal de trabajo/vacío y presión máxima/vacío al cual puede sujetarse el tanque repetidamente para proporcionar los niveles esperados de presión/desfogue de vacío. Esto dará como resultado ajustes óptimos de la válvula.

Las ventilaciones de emergencia deberán basarse en la Guía para Ventilación de Tanques de API, No. 2000.

SELECCION DEL TAMAÑO APROPIADO DE RESPIRADERO

Para un grupo dado de condiciones, puede hacerse una computación de la capacidad requerida en una forma fácil, usando la Guía de Ventilación API, o Carta E-40. La tabulación de los productos con puntos altos de inflamación, no ha sido usada en E-40 puesto que ellos no son ampliamente usados.

Después que se conocen los ajustes de la válvula de escape y la presión y vacío máximos normales de trabajo, pueden fácilmente escogerse el tamaño apropiado del ventilador o combinación de ventiladores (o unidades combinadas de respiraderos y retenedores de llama), de las curvas de capacidad que se reproducen en este capítulo.

RETENEDORES DE LLAMA

DISEÑO

Los retenedores o detenedores de llama son diseñados para prevenir la propagación de la llama a través de las mezclas inflamables en los sistemas de ventilación bajo ciertas condiciones específicas.

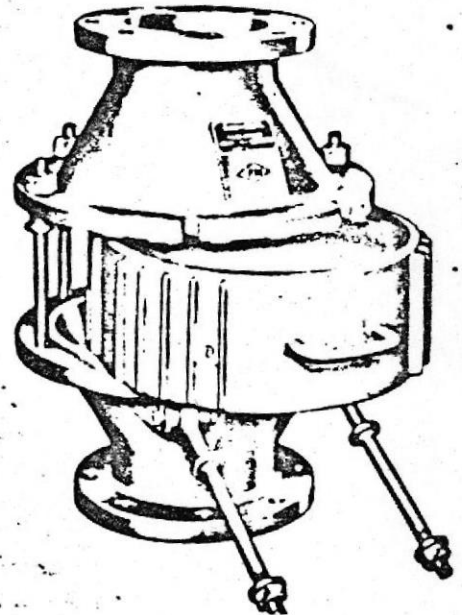
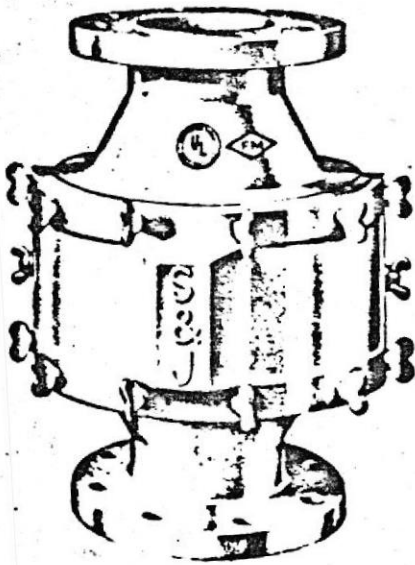
Se ha intentado a veces la prevención de la propagación de fuego a través del uso de tamices o placas perforadas, cámaras empaquetadas de lana o bolitas de metal, o elementos porosos concrecionados de silicón-carburo. El método más eficiente, sin embargo, utiliza una combinación

de dos aspectos importantes de diseño:

- (1) Forzar las mezclas inflamables a través de una multiplicidad de tubos pequeños, y
- (2) Enfriamiento o disipación del calor generado por la llama.

Aunque la literatura sobre el asunto es escasa, la importancia del tamaño del tubo es evidente a partir de la siguiente referencia (tomada del Manual de Ingenieros Químicos, página 2405, del año 1941, editada por John H. Perry):

"La propagación del fuego es imposible en un gas de hulla más la mezcla de aire, cuando los tubos son más pequeños que 0.08 pulgadas o 2 mm. de diámetro interior. El metano más las mezclas de aire no propagarán la llama a través de tubos cuyos diámetros internos sean más pequeños que 0.142 pulg. o 3.6 mm. El hidrógeno, sin embargo, ha sido encontrado como propenso a transportar la llama a través de tubos con diámetros inferiores de 0.035 pulg. o 0.9 mm."



DETENEDORES DE LLAMA

FIG. 4.1.8
ENSAYOS Y LISTADO DE LABORATORIO

Fig. 4.1.9

Ciertos laboratorios inspeccionan y ensayan los detenedores de llama, para condiciones anticipadas de servicio. Si los ensayos se pasan satisfactoriamente, el equipo es "listado" o "aprobado" como que ha sido inspeccionado para el servicio bajo aquellas condiciones.

Los ensayos de laboratorio determinan la habilidad de un retenedor de llama para detener el paso de la llama a un tanque, llama que pudo haber sido generada por una explosión en la tubería de ventilación en el lado atmosférico del retenedor, su habilidad para resistir, sin inflamarse, un ensayo de encendido continuo de una hora, la resistencia de la cubierta, y su capacidad de flujo.

Los reportes de los Laboratorios de Underwriters dicen:

"... la mezcla de vapor-aire de la gasolina, usada en los ensayos de explosión y fuego continuo, incluyen las concentraciones máximas inflamables y explosivas".

VENTAJAS Y DESVENTAJAS.

Los retenedores de llama se diseñan para prevenir la ignición de un espacio de vapor del tanque de almacenaje desde una fuente externa, bajo condiciones que podrán ser razonablemente encontradas en el campo. Una sección previa de este capítulo, ha sido ya revisada en cuanto a la relativa infrecuencia con que la mayoría de tanques de almacenaje de petróleo, desarrollarán una mezcla inflamable en el espacio de vapor.

En algunas localidades y para ciertas instalaciones, hay ordenanzas locales que hacen el uso de los retenedores de llama, una obligación. Consecuentemente, deberán ser completamente comprendidas las ventajas y desventajas de estos retenedores de llama.

EN EL LADO DE LAS "VENTAJAS"

(1) En ciertas instalaciones es substancial la protección extra contra una posible ignición del espacio de vapor del tanque.

(2) El uso de retenedores de llama frecuentemente da como resultado ahorros materiales a través de tipos de seguro más bajos, para aquellas compañías no autoaseguradas.

Por otra parte, debido a la naturaleza de sus "grupos" o "elementos", los retenedores de llama están sujetos a obstrucciones debidas al polvo, polen, hollín u otro material extraño que puede ser enviado a través del tamiz de ventilación. A menudo el elemento tiene una película de aceite o gasolina, adherida a su superficie, a la cual se adhieren estas partículas y forman eventualmente un depósito apreciable. Más aún, practicamente todos los metales comunes, excepto el acero anticorrosivo 18-8, están sujetos a una corrosión más o menos severa, dependiendo de la naturaleza "suave" o "ácida" del producto almacenado.

Cuando se exponen alternativamente a vapores de existencias ácidas durante los ciclos de exhalación y al aire durante los ciclos de inhalación, los elementos de aluminio, si no son cuidadosamente y frecuentemente limpiados, pueden obstruirse en una forma casi sólida.

Partiendo de su habilidad para disipar el calor de un fuego junto a un elemento, ellos pueden actuar como un condensador cuando la temperatura del aire es más baja que aquella de los vapores o mezcla pasando a través de éstos. Por esto, bajo las condiciones que frecuentemente se encuentran, los detenedores de aire pueden tener su capacidad de flujo materialmente reducida por la formación de gotitas de líquido en el elemento, y en invierno, pueden llegar a estar peligrosamente obstruidos por el hielo.

Si se consideran cuidadosamente los factores anteriores antes de escoger el tamaño y determinar los esquemas de mantenimiento para cualquier tanque dado, puede obtenerse la máxima ventaja de estos detenedores de llama.

En cualquier instalación debe recordarse, por cierto, que el colocar un detenedor de llama bajo cualquier ventilación baja la capacidad de flujo muy seriamente. Aún sobre la base de detenedores de llama nuevos, limpios y secos, cualquier tanque necesita una unidad de combinación más grande, o múltiples unidades de combinación, de lo que podría necesitarse si se usaran solo las ventilaciones. El costo de las unidades de combinación, sin incluir las boquillas de montaje al tanque, puede ser mucho mayor al de las ventilaciones solas.

Hay dos formas definidas y opuestas de forma de pensar en la industria.

Un grupo considera al detenedor de llama como un aporte esencial para la seguridad y enfatiza el apropiado tamaño y mantenimiento para minimizar las desventajas. En este grupo, algunos individuos prefieren remover durante el invierno, los elementos, para evitar el congelamiento, mientras otros los dejan allí y realizan el esquema de inspección.

El otro grupo piensa que la posibilidad de falla inherente a todos los diseños corrientes de detenedores de llama, hace inadecuado su uso cuando consideran el balance de costo extra y el record de incidencias de fuego y experiencia. Este grupo generalmente sostiene que bajo una válvula de escape de vacío y presión, tipo paleta, de apropiado diseño, un detenedor de llama es muy raramente una ayuda y más bien es frecuentemente un riesgo.

En Febrero de 1949, los miembros del Comité Central para Protección contra el Fuego del Instituto Americano de Petr6leo, recibieron una circular con miras al uso de detenedores de llama bajo las v6lvulas de ventilaci6n y para la remoci6n de sus elementos en invierno. Los siguientes extractos de las r6plicas t6picas, ilustran el desacuerdo:

"Es nuestra pr6ctica tener detenedores de llama en las ventilaciones entre las v6lvulas de ventilaci6n y los tanques, en todos los tanques usados para cualquier producto m6s ligero que los combustibles residuales pesados. La falta de uso de detenedores de llama crea un riesgo al fuego y a la explosi6n".

"Es nuestra pr6ctica utilizar una combinaci6n de v6lvulas de desfogue de vaci6 y presi6n, porque las dos son las m6s efectivas entre las ventilaciones de operaci6n y porque ellas no necesitan el uso de detenedores de llama. En el nuevo C6digo Nacional, Los detenedores de llama no son requeridos desde el momento en que se usen v6lvulas de desfogue de presi6n y vaci6, puesto que se consideran a estas como detenedores de llama".

"Nosotros siempre revisamos los registros de fuego en el tanque desde el punto de vista de la pregunta: ¿Podr6a la presencia de un detenedor de llama en la ventilaci6n haber salvado a un tanque o prevenido un fuego en el tanque?. Nosotros no hemos encontrado un solo caso todav6a donde la presencia de un detenedor de llama haya sido beneficioso, aunque admitimos teoreicamente que tal caso podr6a ocurrir. Estos casos deber6an ocurrir muy frecuentemente, sin embargo, para justificar el tremendo gasto que se requerir6a para doblar el n6mero de nuestras ventilaciones y luego instalar los detenedores de llama".

LIMITACIONES

Los detenedores de llama no deben ser considerados como dispositivos que detengan la propagaci6n de la llama, excepto esencialmente bajo las condiciones para las cuales ellos son ensayados. Los laboratorios de Underwriters en su reporte dicen: "Los detenedores de llama no est6n propuestos para resistir la llama de una mezcla ardiendo continuamente cerca al m6ximo, por largos per6odos de tiempo"; y "Los medios de ignici6n empleados en los ensayos cubren todas las condiciones de servicio, excepto el contacto directo por descarga de un rel6mpago".

Los detenedores de llama ensayados con mezcla de aire y vapor de gasolina no deben esperarse que resistan en la misma forma mezclas inflamables de otros gases, a menos que todos los factores hayan sido cuida

dosamente estudiados.

Si la mezcla óptima de algún otro gas de combustible en el aire muestra un valor de calentamiento más bajo, y una relación máxima más baja de propagación de la llama, y presión de explosión confinadas más bajas que la mezcla inflamable con la cual se ensayó el dispositivo, podría razonablemente esperarse que el detenedor de llama sea efectivo también con ese gas.

Sí, sin embargo, un detenedor ensayado con vapor de gasolina es considerado como confiable para proteger contra el pasaje de llama por mezclas de aire y gases, tales como hidrógeno, acetileno, algunos gases manufacturados, ó aún etileno, podría dar como resultado una situación sumamente peligrosa.

La relación máxima de propagación de la llama para las mezclas de propano o butano o pentano y aire, son todas casi iguales, pero varía de menos de 3 a ligeramente sobre 7 pies por segundo, dependiendo del tamaño del tubo en el cual se hayan hecho las mediciones (ref. 1 y 6, al final de este capítulo).

Pero si todos son medidos bajo condiciones esencialmente iguales, las relaciones máximas de propagación de la llama de ciertos otros gases son más rápidas que para butano y pentano, por los siguientes factores: hidrógeno 5 1/2, acetileno 3 1/4, etileno 1 3/5 (referencia 2, al final del capítulo) y gas manufacturado (25% gas de agua, 75% gas de hulla) 2.0 (ref. 3). Es evidente porque debe ejercerse precaución.

Otra investigación (referencia 4) ha mostrado que bajo condiciones no demasiado lejanas a aquellas bajo las cuales son ensayados los detenedores de llama, pueden desarrollarse velocidades de llama y presión de detonación inusualmente altas. Uno de dichos experimentos produjo velocidades de llama más altas a 5.000 pies por segundo y presiones de explosión de sobre 1.000 psi. Obviamente, un detenedor de llama convencional sería inapropiado para esta condición.

INFLAMABILIDAD DE GASES MEZCLADOS

Puesto que los detenedores de llama son útiles solo donde se relacionen con mezclas de vapores inflamables, es importante saber calcular los límites de inflamabilidad de los gases mezclados.

Una mezcla es inflamable si la lla se propaga a través de la mezcla sin la presencia continua de un recurso de ignición. Las mezclas de límite inflamable son definidas como las mezclas limítrofes en las cuales la llama no se propagará más allá del recurso de ignición.

El documento muy conocido, de G. W. Jones (referencia 5), mostrando como puede ser usada la Ley de LeChatelier para calcular los valores de mezclas límites, ha sido ampliamente usado y frecuentemente copiado. No valdría la pena reproducir partes de ese documento aquí. El método debe ser estudiado como un total, con un reconocimiento de sus limitaciones, donde sea necesario.

Una tabla de mezclas límites en el aire de algunos de los combustibles (gases) más frecuentemente usados, aparece en el capítulo D.

TAMICES DE LLAMA

Se hace a veces referencia al uso de tamices finos de malla, a menudo usados por duplicado y ligeramente separados, como detenedores de llama. Ellos deberían ser llamados apropiadamente "Tamices de llama", o "detenedores de llama". Todos ellos pueden detener un destello momentáneo. Ellos son inútiles en cualquier ensayo de combustión continua y no pueden resistir ninguna presión de explosión sin falla. Los dos no deben ser confundidos.

REFERENCIAS:

- 1) COWARD & GREENWALD, Bureau of Mines Technical Paper 427 (1928).
- 2) SMITH & PICHERING, Bureau of Standards J. Research, vol 17 pp 7-43 (1936).
- 3) MATTOCKS, Butane-propane News, Dec. 1949, pp. 58-70
- 4) HENDERSON, Combustible gas mixtures en pipe lines. Proceedings of the Pacific Coast Gas Association, vol. 32, pp. 98-111 (1941).
- 5) G. W. JONES, Bureau of Mines Technical Paper 450, (1929).
- 6) ALBRIGHT, HEATH & THENA, Flame Velocities of Liquid Hydrocarbons. Socony-Vacuum Laboratories, Paulsboro, N.J.
- 7) NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION, "Flammable Liquids Code". NFPA No. 30 .

VENTILACION DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO - RECIPIENTES DE PRESION.

DIFERENCIAS DEL ALMACENAMIENTO ATMOSFERICO.-

Los recipientes del almacenamiento a presión tienen en común con los tanques de cubierta cónica, un volumen fijo de líquido más espacio de

vapor. Los tanques de cubierta cónica, sin embargo se construyen para resistir presiones y vacíos de solo unas pocas pulgadas de agua. Los recipientes de presión, por otra parte, están diseñados para soportar presiones internas de unas pocas libras hasta varios cientos de libras por pulgada cuadrada, y vacíos variando de unas pocas pulgadas de agua en algunos tipos hasta un vacío completo en otros.

La ventaja a obtenerse por el uso de recipientes de presión es principalmente eliminar o minimizar grandemente las pérdidas de evaporación.

Para cualquier combustible de motor, gasolina natural, producto de petróleo similarmente volátil o de refinamiento intermedio, existe una cierta presión de almacenaje, la cual eliminará todas las pérdidas de almacenamiento en sitio, y eliminará o reducirá grandemente las pérdidas de llenado después del primer llenado. La presión necesaria depende de lo volátil del producto, las variaciones de temperatura en la superficie del líquido y en el espacio de vapor y si la presión de vapor del producto a la temperatura de la superficie del líquido es suficientemente baja para permitir que la ventilación de vacío se abra y admita el aire. Las razones para descubrir tal ventaja en el almacenaje a presión para aceites volátiles para directamente de los principios involucrados en las descripciones previas de los mecanismos de operación.

Como ejemplos: 2 1/2 p.s.i.g. de presión de almacenaje es suficiente para eliminar todas las pérdidas de almacenaje de cualquier combustible de motor, mientras que las mezclas de butano, dependiendo de su volatilidad y localización de almacenaje, usualmente necesitan de 50 a 75 p.s.i.g.

Cualquiera de los fabricantes de recipientes de presión-almacenaje, proveerá una información completa relativa a diseños normales o especiales así como a recomendaciones para cualquier líquido especial. Tal práctica de almacenaje está siendo actualmente extendida hasta incluir solventes volátiles y productos químicos en las industrias petroquímicas y químicas.

VALVULAS DE ESCAPE TIPO DESTILADERA

Durante los últimos avances de técnicas de almacenaje de presión, válvulas de desfogue de seguridad, que habían sido realizados para columnas de destilación y destiladeros fueron adaptados para llenar los requisitos de ventilación. En las mejores circunstancias, los respiraderos tipo destiladera fueron y son un compromiso.

Sin embargo, todas las válvulas de tipo destiladera tienen características de operación bastas. Ellas requieren una presión (o vacío) alta, más allá de la determinada para obtener una buena capacidad de flujo y requieren de mantenimiento cuidadoso y frecuente. Cuando estas características no son objetables, este tipo de válvula de desfogue de seguridad es económica y satisfactoria.

VALVULAS DE DESFOGUE PARA SEGURIDAD OPERADAS CON PILOTO

Una válvula de desfogue de seguridad realmente eficiente necesitaba de aspectos confiables nuevos, y en particular:

(1) Debe permanecer herméticamente cerrada a todas las presiones dentro del rango de trabajo, y de esta forma salvaguardar los contenidos del recipiente contra la pérdida por evaporación.

(2) Debe abrirse sin fallar cuando la presión interna tienda a exceder el límite de trabajo, protegiendo así al recipiente contra daños por sobrepresión.

Las válvulas de desfogue de seguridad operadas con piloto, se desarrollaron para cumplir estos requisitos. Cada una consiste de una válvula principal a través de la cual ocurre la ventilación y una unidad de control o piloto, que regula la apertura y cierre de la válvula principal. Este tipo de válvula tiene un número de características muy deseables, algunas de las cuales no se encuentran en otro tipo de válvulas de desfogue para seguridad. Los aspectos más importantes son los siguientes:

SENSIBILIDAD: Ellas son muy sensitivas en la operación. Se abren instantáneamente donde haya una tendencia al exceso de la presión de trabajo, evitando de esta forma el daño del recipiente por sobretensión

CONFIABILIDAD: Ellas operan en forma segura en todos los climas. Se ha provisto una fuerza de reserva suficiente para romper una película de hielo sobre las superficies de la válvula principal. Esto elimina la posibilidad de problemas debidos al congelamiento de la humedad sobre los asientos de las válvulas.

ESCAPE (PURGACION) LIMITADO. Después del desfogue de la presión en exceso, ellas se cierran con un mínimo de escape. Las paletas se asientan firmemente y eliminan posteriores ventilaciones tan pronto como la presión del tanque ha bajado ligeramente bajo la presión de trabajo.

HERMETICIDAD DE VAPOR. Las paletas de la válvula se asientan con fuerza suficiente para ser absolutamente herméticas al vapor a todas las presiones dentro del rango de trabajo. Esto previene cualquier disminución en la eficiencia del recipiente debido a fugas.

ABERTURA DE FALLA. Ellas están diseñadas en tal forma que la válvula principal se abrirá si cualquier parte de trabajo se daña. Este aspecto salvaguarda al recipiente contra daños por presión excesiva en caso de que la válvula de desfogue se dañe, o llegue a ser inoperante por cualquier razón.

DRENAJE LIBRE. Todas las partes de estas válvulas son diseñadas para proporcionar un autodrenaje libre. Esto previene la acumulación de condensación en cualquier punto y minimiza la posibilidad de problemas debidos al congelamiento.

OPERACION SIN FRICCIÓN. Las partes movibles son siempre una fuente de peligro en una válvula de seguridad porque la fricción debida a la corrosión o sucio, puede causar el retardo de la válvula al abrirse. El problema de este tipo ha sido grandemente eliminado diseñando estas válvulas, en tal forma que no sean necesarias cojinetes de ajuste, cajas de empaquetaduras o partes deslizantes.

LIBRE DE TRAQUETEEO. Las válvulas principales se abren completamente y se cierran con una acción de resorte, eliminando cualquier traqueteo u oscilación.

DETERMINACION INDEPENDIENTE DE PRESION DE REGRESO. Puesto que la válvula piloto no está conectada a las líneas o tubería colectora, una presión de regreso en las líneas de descarga del vapor no altera la presión a la cual se abre la unidad.

VALVULAS DE DESFOGUE DE VACIO. Aunque en muchos recipientes de almacenaje a presión la válvula de desfogue-vacío rara vez opera, ésta debe ser absolutamente confiable. Debe también ser hermética contra las fugas, suficientemente fuerte para soportar las altas presiones a las que estará sujeta y tan libre como sea posible de cualquier tendencia a la corrosión o a paralizarse por adhesión de sus partes. Está hecha con hierro fundido o cuerpo de acero fundido, al igual que su cubierta, con superficie de la paleta de la válvula en reporte, anillo de estancamiento de seguridad sintético, anillo de estancamiento recubierto con renólico moldeado, paleta de tipo articulación de operación libre

sobre una espiga de bisagra de acero inoxidable, y tiene un auto-drenaje total. El anillo de estancamiento de seguridad sintético se levanta del asiento aún si está presente el hielo, sin aumento apreciable en el vacío del tanque.

CALIBRAJE DEL NIVEL DEL LIQUIDO

INTRODUCCION

El arte de calibrar los productos en los tanques de almacenaje ha estado entre los más lentos en desarrollo, entre todas las técnicas en la industria petrolera. Aparte de sus elementos, el problema es simplemente el de medir la cantidad de líquido para saber cuando se produce o es procesado, transferido o vendido.

Puesto que aquí no se consideran los métodos dinámicos de medición, el problema es aquel de medir cantidades estáticas en los tanques de almacenaje.

Supongamos que el volumen de un producto es colocado en un recipiente fijo de dimensiones conocidas y la profundidad del producto es exactamente medida, entonces la cantidad contenida podría ser fácilmente calculada. Pero el problema no es tan simple. Aunque la cantidad volumétrica en el recipiente puede ser exactamente determinada, la cantidad absoluta correspondiente variará considerablemente con la temperatura.

Para ilustrar: Si un recipiente se llena con un producto de 70° gravedad API a 60°F, a una profundidad de treinta pies y entonces la temperatura se levanta 10 grados, la profundidad del producto no será ya de treinta pies sino de treinta pies más dos y media pulgadas.

A causa de este efecto de la temperatura, la industria ha aceptado los 60°F como una norma de referencia para las medidas de volumen y cualquier volumen tomado de otra temperatura debe ser convertido a 60°F, antes de que éste pueda ser usado como una medida exacta para inventario o transferencia.

El primer requisito es establecer el tamaño del recipiente. Si esto se va a hacer con precisión, cuáles son las condiciones bajo las cuales se realiza, y son esas condiciones estables?. Si la temperatura es un factor importante con respecto al producto, es también un factor con respecto al recipiente, y cuan significativo es éste?.

Qué efecto de esfuerzos tiene sobre los lados del recipiente; y en el uso normal está un recipiente sujeto a esfuerzos que afecten su capacidad, y cuánto?. Cuando un tanque de almacenaje de petróleo se llena con el producto, es afectado por el peso de éste, y el casco del tanque es sometido a esfuerzo en una cantidad variable de acuerdo a la gravedad del aceite y a la profundidad a la cual se llena el tanque.

Mucho del aceite procesado en los Estados Unidos es almacenado sobre el nivel del piso, en tanques de almacenaje de acero. Las tablas de calibración se preparan para cada tanque de almacenaje, mostrando el volumen total del recipiente para cada cuarto u octavo de una pulgada de altura del tanque. La determinación de estas tablas se hace en tres diferentes formas, dependiendo de cómo van a ser éstas usadas y de la exactitud requerida

Una tabla teórica puede ser preparada de los cálculos basados en planes detallados para el tanque. Tales tablas son menos costosas, también menos exactas. Las tablas preparadas de medidas físicas reales sobre el tanque son más exactas, pero también más costosas. Donde se desee obtener una mayor exactitud, las tablas pueden usarse llenando el recipiente con agua y midiendo cuidadosamente las cantidades unitarias contra el cambio en profundidad, según el tanque es vaciado. Este método es más costoso.

El segundo método, el cual es más común, se llama "correaje", y está hecho generalmente por Compañías dedicadas a ese propósito.

OBSERVACIONES GENERALES RELATIVAS A LA CALIBRACION DEL TANQUE. Además de los efectos anteriores, la exactitud de calibración puede ser seriamente influenciada por la distorsión del fondo del tanque, la superficie sobre la cual está un tanque diseñado para descansar y sobre la cual se basan las tablas de calibración.

La sedimentación desigual del grado puede causar una distorsión suficientemente apreciable del fondo, y si se usa una línea de calibración, el dato del cual se calculó la capacidad puede ser bastante diferente del punto bajo la boca del manómetro donde la plomada del calibrador viene a estar situada. Las costuras con solapa pueden causar lecturas erráticas. Si la sedimentación desigual de los grados causa el ladeamiento de un tanque, es posible que la tabla entera de calibración esté errada, por una cantidad que puede depender del ángulo de inclinación:

En caso de inclinación de un tanque de almacenamiento, no hay una corrección exacta posible, excepto recolocar el tanque con una mejor cimentación. Pero para evitar las dificultades inherentes a la desigualdad del fondo, se considera como una buena práctica proporcionar una placa separada de datos, independiente del fondo, la que será estable a pesar del ligero movimiento de la cimentación. Una forma de tal dato de nivel es una plana soldada al casco del tanque justo sobre el piso del tanque con lo cual se permitirá un punto de referencia fijo para una calibración consistente.

En el almacenaje de petróleo y sus productos a la presión atmosférica, es a menudo una práctica permitir que el agua se junte en el fondo del tanque para permitir que se forme un nivel natural de superficie bajo el producto. En operaciones donde menos de la cantidad total del tanque está siendo movida, la diferencia en el nivel antes y después de tal transferencia da una medida exacta del volumen movido. Para inventario u otros propósitos, donde se requiere el volumen total, el agua debe ser medida exactamente o debe ser sacada para conocer el nivel y formar una información exacta para usar con la tabla de calibración.

Finalmente, es generalmente acordado en la industria del petróleo que para para una determinación exacta del contenido del tanque dentro de los límites prácticos, es necesario hacer una medida tan exacta como sea posible de la profundidad del líquido y al mismo tiempo tomar una medida cuidadosa de la temperatura, haciendo la corrección necesaria para la base aceptada de 60°F.

Una práctica general en la industria, ha sido el medir la profundidad al un octavo de pulgada más próximo; pero si, como se muestra anteriormente, un cambio de temperatura de 10°F puede causar una diferencia de nivel de 2 1/2 pulgadas en treinta pies de producto, una lectura de nivel a un octavo de pulgada es de poco valor sin algún conocimiento de la temperatura del producto. (nota: ver referencia 1, la última página de la sección E).

METODOS PARA MEDICION DE NIVEL

CALIBRACION A MANO

Habiendo considerado el problema de señalamiento exacto del tanque de almacenaje, el siguiente punto necesario sería considerar los métodos de medir la profundidad. El método convencional antiguo de medir con

una plomada y cinta, todavía tiene acogida en muchas zonas. Es difícil discutir que si una cinta graduada es colocada verticalmente en una masa de aceite, hasta que el extremo cero llegue justo al fondo, la porción húmeda de la cinta será una medida exacta de la profundidad del producto. El uso de pasta sobre la cinta ha contribuido a la facilidad de lectura de "corte" del producto, y esta línea es todavía usada generalmente como la prueba final de la profundidad en ventas y transferencia de aceite en masa de un propietario a otro.

Sin embargo, hay ciertos riesgos y molestias asociados con la calibración de línea manual, que hacen de los medios automáticos muy deseables en muchos casos:

- (1) El calibrador con una línea manual debe subir al tanque para realizar su función como tal.
- (2) El debe aún abrir el tanque a la atmósfera, con el posible riesgo para sí mismo, debido al escape de vapores tóxicos y a la pérdida económica debida a la ventilación de vapores, durante el período de calibración.
- (3) Aunque las lecturas de medición manual son consideradas generalmente exactas, el calibrador a menudo confundido en el esfuerzo de encontrar el fondo, por la formación de sedimentos u objetos sólidos que pueden haber caído previamente a través de la boca del manómetro; y ninguna cantidad de experiencia puede evitar un error debido al cambio del fondo del tanque.
- (4) Una lectura de medición exacta depende de la tensión uniforme en la cinta y la forma en la cual la plomada es conducida hacia el fondo, puede a menudo causar amplias variaciones en la tensión de la cinta al momento en que las lecturas de medición son tomadas.
- (5) Las olas en la superficie del producto a aún un pequeño movimiento de éste darán falsas lecturas que no pueden evitarse.
- (6) Basado en la experiencia, se ha convenido en la industria que una exactitud más grande y consistente se obtiene con un calibrador automático de buena calidad que con los métodos de medición manuales (ver referencia 2, última página de la sección E).

MEDICION AUTOMATICA

El medidor automático flotante es la respuesta a la demanda de un calibrador de nivel consistente y confiable para mediciones de rutina o inventario o para chequeo de transferencias.

En todos los medidores automáticos flotantes, el nivel está indicado por medio de un flotador boyante que se levanta sobre la superficie del líquido. El flotador está unido a una cinta de acero inoxidable, plana, graduada o perforada con precisión, la cual es guiada sobre poleas hasta un carrete de compensación, por medio del cual se mantiene una constante tensión en la cinta. El sistema de poleas se mantiene tan libre de presión como es posible, siendo soportado sobre ejes de acero inoxidable, en cojinetes de manguito TEFLON, los cuales han sido probados bajo condiciones de campo, como libre de tendencia a pegarse como cualquier otro tipo de cojinetes hechos para el efecto.

Aunque los calibres automáticos no hacen ningún trabajo, excepto contra la baja fricción del sistema de compensación, es aparente que la sensibilidad del calibrador es una función directa del área del flotador. En cualquier líquido, la fuerza desarrollada por el flotador es un resultado del cambio en la flotabilidad debida a un levantamiento o baja de nivel. Para conseguir el cambio mas grande, para un incremento dado de nivel de líquido, es necesario tener el área, a la superficie del líquido, al máximo. Incrementando el peso del flotador y el momento de torción del motor Neg'ator de resore, se incrementará la tensión de la línea de medición, pero no se afectará la sensibilidad del flotador. Nota: ver referencia 3, última página de esta sección.

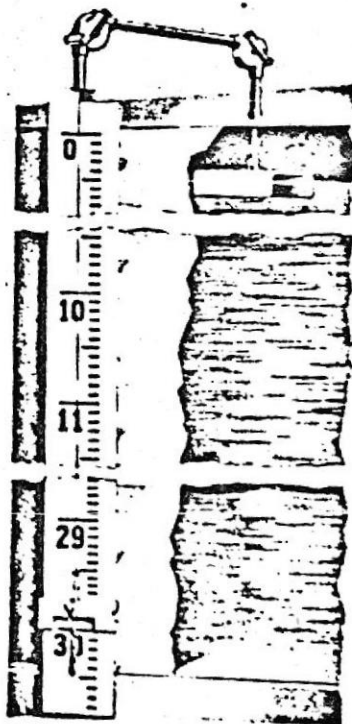


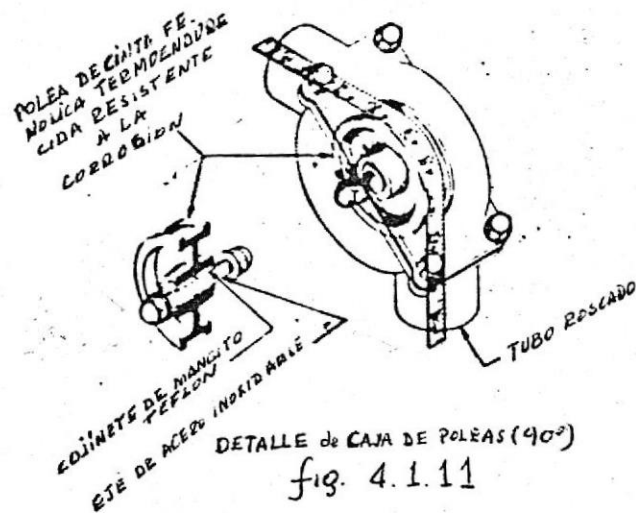
FIG. 4.1.10 INDICADOR DE NIVEL

MOTOR NEG'ATOR:

Este motor, previamente mencionado, es un desarrollo muy importante que ha hecho posible la eliminación del familiar contrapeso. Este nuevo avance toma la forma de un resorte con una característica de torsión que compensa más completamente la salida de la cinta que anteriormente, y por ésto mantiene una tensión constante en éste. Esta característica del motor Neg'ator proporciona un incremento marcado en la exactitud de un medidor así equipado, puesto que la profundidad a la cual se levanta el flotador no será influenciada por el peso de la cinta que cuelga libremente sobre él.

CAJAS DE POLEAS:

Las cargas en los cojinetes han sido substancialmente reducidas en todos los medidores del motor Neg'ator, a través del uso de ejes de acero inoxidable y de cojinetes de manguito Teflón. Los calibradores de baja presión, media y alta presión, están todos disponibles en esta construcción, incluyendo también un diseño revisado del calibrador de tanque automático para servicio de los Tanqueros de la Marina.



CAJAS DEL SELLO LIQUIDO:

Para varios productos corrosivos almacenados a la presión atmosférica, es conveniente a menudo, aislar los mecanismos de medición de los vapores del tanque. Por ésto se recomienda una caja de sello líquido. La caja de sello está provista de patas de tubería que pueden acomodarse a cualquier profundidad deseada de sello, la profundidad normal sin embargo, es de 7 pulgadas. El líquido sellante es usualmente aceite en climas donde no ocurren heladas, o alguna forma de anti-congelamiento en los climas fríos.

Cuando se usa un sello líquido con un medidor automático de tanque, es importante que el lado del sello situado lejos del tanque, sea ventilado a la atmosfera. En muchas instalaciones ha existido la práctica de usar un calibrador automático hermético de vapor y simplemente insertar el líquido de sello en la tubería entre el calibrador y el tanque. Con un calibrador de vapor hermético, puede mostrarse fácilmente que la inspección y contracción del aire dentro de la cabeza del calibrador y la tubería, debidas a las variaciones de las temperaturas atmosféricas ordinarias, frecuentemente causarán la presión o vacío en aquel lado en forma que excede el valor para el cual el sello líquido está diseñado, aún cuando la presión de vapor en el tanque, o el vacío en el tanque, nunca alcancen este valor.

CALIBRADOR PARA TANQUES DE PRESION

Para tanques esféricos y cilíndricos están disponibles varios calibradores. El motor Neg'ator de alta presión está disponible para lecturas en el piso y para lecturas en la cubierta y para rangos de presión hasta 150 o 300 .

COMPROBADOR DE OPERACION

Todos los calibradores anteriormente mencionados para servicio atmosférico, así como para tanques de presión, están equipados con comprobadores de operación para ensayar manualmente la libertad de movimiento de las partes que trabajan, a fin de asegurar una lectura precisa. Donde se requiere un alto grado de exactitud o donde el comprobador debe ser operado desde una localización distante, como con un sistema de calibración remoto, puede aplicarse el "Vibramatic" activado a potencia.

VALVULA BLOQUE

Muchos calibradores del tipo presión, pueden ser equipados con una válvula de bloque para permitir la inspección y mantenimiento del mecanismo de calibración sin reducción de la presión en el recipiente.

DISPOSITIVOS ESPECIALES DE CALIBRACION Y MUESTREO

DLB'S

La calibración o medición manual, aunque parezca bastante simple, requiere un alto grado de experiencia por parte de la persona a realizarla, para evitar una voladura excesiva cuando la plomada es bajada hacia

el fondo del tanque. Se aconsejan varios medios para reducir a un mínimo la experiencia y habilidad requeridas para la calibración manual. Los medidores DLB tienen un mecanismo que cierra el brazo del tambor tan pronto como la plomada toca la superficie y la tensión en la cinta es parcialmente liberada. Un brazo de balanza bajo el resorte de tensión soporta la plomada en tal forma que el brazo se cierra con una cantidad fija de tensión en la cinta tirante, de modo que la lectura apropiada no depende en que se sienta el fondo. Esta unidad da una medición exacta sin considerar si la cubierta se mueve o no, y se adapta igualmente bien a los tanques de almacenaje a presión y a presión atmosférica.

INDICADORES DE SUPERFICIE

El uso de pasta o tiza sobre la cinta de medición para conseguir el "corte" puede conducir a una lectura inexacta debido a la tendencia del producto a deslizarse, lo cual daría una lectura en exceso de la profundidad verdadera de líquido. El indicador de superficie de la Figura ST-3375, ha tenido más acogida que la colocación de pasta para este propósito. Consiste de una barra de alrededor de 12" de largo provista con pequeñas perforaciones cada octavo de pulgadas. Este dispositivo puede unirse a la cinta al nivel del producto aproximadamente conocido e indicará entonces el nivel exacto, puesto que las perforaciones bajo la superficie se llenarán con el producto cuando se tome la lectura de medición y se obtendrá así un corte claro.

MUESTREO Y TOMA DE TEMPERATURA

Se emplean muchos métodos para tomar muestras y temperaturas en tanques de aceite. Las bombas de muestreo permiten el tomar muestras razonablemente grandes y datos de temperatura exactos en tanques de presión o de no presión. La bomba de muestreo está provista con un termómetro de pozo, en el cual se coloca un termómetro en baño mercurio e inmersión profunda en cualquier tipo de muestra contenida. El abrir el tope y fondo (válvulas) y bajar la bomba a través de una escotilla o compuerta de presión, permite que la muestra se tome a cualquier profundidad.

Una boterola de la línea soportante suelta el dispositivo de trampa, atrapando la muestra y sosteniéndola a presión hasta que se registra la temperatura y la muestra es transferida a un recipiente de muestras para laboratorio. El diseño de la bomba reduce a un mínimo la posibi-

lidad de errores en la lectura de temperaturas y proporciona un medio confiable de obtener muestras representativas de los productos dentro del tanque.

TRANSMISION REMOTA DE NIVELES Y TEMPERATURAS

La aceptación de mediciones automáticas para tanques por parte de las industrias Petroleras y Químicas, naturalmente ha conducido al desarrollo de medios para transmitir la información de calibración a un punto central.

Para ser de un valor óptimo, la información de medición de nivel debe estar acompañada por la información de temperatura. Uno de los sistemas originales usados para obtener tanto el nivel como las temperaturas, fue el calibrador de lectura remota "Electronic".

Ahora que se ha probado la habilidad de conseguir la información eléctricamente, existe la posibilidad de transmitir estos datos a gran distancia, por ejemplo, a lo largo de oleoductos o hacia un punto de control central remoto, desde los tanques. Para cumplir ésto, se diseñaron sistemas compatibles con líneas de cruce, conductoras o de microondas. Tal sistema es el "Telepulso".

Como una consecuencia natural de la habilidad para obtener la temperatura y nivel y enviar sus datos a gran distancia, se desarrollaron funciones de control y sistemas de alarma junto con la capacidad para sensibilizar otros parámetros, tales como lecturas de contador para desplazamiento positivo y de presión.

Finalmente, ahora es posible registrar automáticamente toda esta información, ya sea con una máquina de escribir o una cinta perforada. La última es conveniente para alimentar con la información registrada a una computadora, para conversión en barriles netos, dólares u otra forma satisfactoria para control del proceso.

REFERENCIAS

Para detalles completos, ver descripciones y dibujos en la sección de Ventilación.

- (1) API Standard 2500 "Measuring, Sampling and Testing Crude Oil"
- (2) ASTM Special Technical Publication No. 249 "How accurate is Hand Gaging" by Peterson and Wagner.
- (3) ASTM Special Technical Publication No. 249, "Automatic Tank Gage Performance" by H. E. Sims.

TABLA 4.1.4

Tanques de almacenamiento para petróleo y sus productos
 Recomendaciones mínimas para distancias entre tanques.

Factor	Tipo de Techo	Recomendaciones para productos de petróleo clase A y B (excepto butano, propano y LPG)
1) Capacidad máxima de un grupo de tanques y espaciamiento requerido entre tales grupos.	a) Techo fijo	Un grupo de tanques espaciados de acuerdo con el factor 2 (en uno o varios bunds) no deben exceder de 60.000 toneladas de agua.
	b) Techo flotante	Como el techo fijo excepto que el volumen del grupo no debe exceder de 120.000 toneladas de agua.
2) Espaciamiento tanque a tanque dentro de un grupo.	a) ambos tipos	Tanques hasta 9 metros de diámetro deben ser agrupados hasta un total de 8000 toneladas de agua con espaciamiento que convenga a los requisitos de operación y construcción. Un grupo puede ser tratado como un solo tanque, y un tanque o grupo, con otros tanques deben estar a una distancia mínima de 15 metros.
	b) techo fijo	Tanques más grandes de 9 metros de diámetro. El diámetro medio o el largo del tanque, el diámetro del tanque más pequeño o 15 metros cualquiera sea el menor.
	c) techo flotante	Tanques más grandes de 9 metros de diámetro. Diámetro medio, largo del tanque o 6 metros cualquiera sea el menor.
3) Distancia entre tanques y edificios que contienen material inflamable.	a) techo fijo	mínimo 15 metros
	b) techo flotante	mínimo 6 metros

(Continúa)

Continuación de la tabla 4.1.4

Factor	Tipo de techo	Recomendaciones para productos de petróleo clase A y B (excepto butano propano y LPG)
4) Distancia entre tanques y límite a cualquier punto de ignición	a) ambos tipos	Un mínimo de 15 metros. a cualquier punto de ignición sin considerar la distancia, no debe estar dentro del "bund"
5) Capacidad máxima de un tanque en un "bund"	a) techo fijo b) techo flotante	60.000 toneladas de agua 120.000 toneladas de agua
6) Volumen de un "bund"	a) ambos tipos	El "bund" tiene un volumen no menor que el 100% de la capacidad del tanque más largo en el "bund", después de deducir el volumen hasta la altura del bund de todos los tanques en el mismo bund.

- * Clase A.- Closed flash point bajo de los 22,8°C
- * Clase B.- Closed flash point entre los 22,8°C y 65,6°C
- * Clase C.- Closed flash point sobre los 65,6°C

RB/sj.

TABLA 4.1.5

Recomendaciones mínimas para almacenar LPG

Factor	Tipo de envase	Recomendaciones para el almacenamiento de LPG en envases de presión															
1) Capacidad máxima de un grupo de envases y distancia requerida entre dichos grupos	Esféricos y cilíndricos	Un grupo de envases tiene que estar a una distancia mínima de acuerdo con el factor 2 y no debe exceder de 10.000 toneladas de agua en capacidad, para cada envase cualquiera sea su largo. La distancia mínima entre grupos debe ser de 15 metros.															
2) Distancia entre envases dentro de un grupo	Esféricos y cilíndricos	1/4 de la suma de los diámetros de los dos tanques adyacentes															
3) Distancia entre un tanque y edificios que contienen material inflamable.	Esféricos y cilíndricos	Mínimo 15 metros															
4) Distancia entre tanques y límite a cualquier punto de ignición.	Esféricos y cilíndricos	<table border="1"> <thead> <tr> <th colspan="3" data-bbox="756 1292 905 1320"><u>Capacidad</u></th> </tr> <tr> <th data-bbox="756 1339 971 1368">Galones de agua (UK)</th> <th data-bbox="1094 1339 1295 1368">Toneladas de agua</th> <th data-bbox="1387 1339 1510 1368">Distancia</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td data-bbox="756 1387 971 1416">2000 - 30.000</td> <td data-bbox="1156 1387 1295 1416">10 - 150</td> <td data-bbox="1418 1387 1495 1416">15 m.</td> </tr> <tr> <td data-bbox="756 1435 971 1463">30000-125.000</td> <td data-bbox="1141 1435 1295 1463">150 - 600</td> <td data-bbox="1402 1435 1510 1463">22,5 m.</td> </tr> <tr> <td data-bbox="756 1482 971 1511">Sobre 125.000</td> <td data-bbox="1110 1482 1295 1511">sobre 600</td> <td data-bbox="1433 1482 1510 1511">30 m</td> </tr> </tbody> </table>	<u>Capacidad</u>			Galones de agua (UK)	Toneladas de agua	Distancia	2000 - 30.000	10 - 150	15 m.	30000-125.000	150 - 600	22,5 m.	Sobre 125.000	sobre 600	30 m
<u>Capacidad</u>																	
Galones de agua (UK)	Toneladas de agua	Distancia															
2000 - 30.000	10 - 150	15 m.															
30000-125.000	150 - 600	22,5 m.															
Sobre 125.000	sobre 600	30 m															
5) Distancias entre envases de LPG y tanques de almacenamiento para productos: I clase "A" y clase "B" II clase "C" III LPG refrigerado	Esféricos y cilíndricos	Mínimo 15 metros desde el tope del "bund" que rodea al tanque															
a) Cuando los envases de LPG forman grupos.																	

(Continúa)

Continuación de la tabla 4.1.5

Factor	Tipo de envase	Recomendaciones para el almacenamiento de LPG en envases de presión
b) Cuando el tanque almacena productos clase "A" y clase "B" o LPG refrigerado formando grupos		Mínimo 15 metros desde el tope del "bund" que rodea al tanque
c) Cuando los respectivos agregados de ambos tanques de almacenamiento de LPG y tanques adyacentes es menor que el máximo grupo apropiado.		Distancia mínima entre el recipiente de LPG y el tanque de 15 metros mínimo

RB/sj.

TABLA 4.1.6

Recomendaciones mínimas para almacenar LPG refrigerado

Factor	Recomendaciones para almacenar LPG refrigerado
1) Máxima capacidad de un grupo de tanques y distancias mínimas entre dichos grupos.	Un grupo de tanques espaciados de acuerdo con el factor 2 (en uno o más "bund") no debe exceder de 60.000 toneladas de agua en cada tanque cualquiera sea su largo.
2) Distancia entre tanques dentro de un mismo grupo	1/4 de la suma de los diámetros de dos tanques adyacentes.
3) Distancia entre un tanque y cualquier edificio que contenga material inflamable.	mínimo 15 metros.
4) Distancia entre un tanque y límite	mínimo 30 metros
5) Distancia entre un tanque y cualquier punto de ignición dentro de una refinería	Un mínimo de 15 metros. El punto de ignición no debe estar dentro del "bund"
6) Distancias entre tanques de almacenamiento refrigerados y I tanques de almacenamiento para productos clase "A" y "B"	El espaciamiento del tanque de almacenamiento refrigerado más cercano a cualquier tanque con productos clase A y B, que tienen un bund común, debe ser tal que el tanque dentro del grupo debe estar a 15 metros mínimo desde el tope interior del bund del tanque con los productos clase A y B.
II Envases de presión para LPG a) Cuando los tanques de almacenamiento refrigerados forman grupos.	El espaciamiento del tanque de almacenamiento más cercano a cualquier recipiente a presión de LPG deberá ser tal que este recipiente este a 15 m mínimo desde el borde interior del bund del tanque.

(Continúa)

Continuación de la tabla 4.1.6

Factor	Recomendaciones para almacenar LPG refrigerado
b) Cuando los tanques de almacenamiento de productos clase A y B y tanques de LPG forman grupos.	Igual que para I y II
c) Cuando los respectivos agregados de ambos tanques de almacenamiento refrigerados y tanques adyacentes para productos clase A y B y recipientes a presión de LPG es menor que el máximo grupo apropiado.	La distancia mínima desde los tanques de almacenamiento refrigerado y tanques para productos clase A y B debe ser de 15 metros.
7 Máxima cantidad de almacenaje en un "bund"	60.000 toneladas de agua en un tanque cualquiera sea su largo.
8 Volumen de un bund.	Tiene un volumen neto no menor de 100% de la capacidad del tanque más largo en el bund, después de deducir el volumen hasta la altura del bund de todos los otros tanques en el mismo bund.

RB/sj.

TABLA 4.1.7

Extintores de fuego portátiles

TIPO	APROPIADO PARA	NO APROPIADO PARA	ADVERTENCIA
Espuma	fuegos de aceite, grasas y pinturas	fuegos eléctricos, LPG	debe protegerse contra el congelamiento
tetracloruro de carbono	fuegos de aceite, gas LPG y eléctricos	fuegos de madera, papel, textiles	tóxico
CO ₂	fuegos de aceite, gas LPG y eléctricos	fuegos de madera, papel, textiles	asfixiante
Químico seco	fuegos de aceite, gas LPG y eléctricos	fuegos de madera, papel, textiles	
agua soda ácida en CO ₂	fuegos de papel madera y textiles	fuegos de aceite, LPG y eléctricos	debe protegerse contra el congelamiento
agua	fuegos de madera papel y textiles	fuegos de aceite, LPG y eléctricos	debe protegerse contra el congelamiento
arena	fuegos superficiales de cualquier descripción	fuegos eléctricos	mantenerse seco
almohadillas de asbesto	fuegos que salen de la superficie		

A continuación expondremos una serie de tablas que reunen datos experimentales importantes obtenidos de la práctica mundial, sobre las pérdidas a causa de evaporación por diferentes causas.

En la tabla 4.1.7. se presentan las pérdidas anuales de gasolinas en (%), debidas al grado de llenado del tanque y de la zona climática.

TABLA 4.1.7

GRADO DE LLENADO DEL TANQUE EN (%)	PERDIDAS PARA ZONA CLIMATICA CALUROSA EN (%)
90	0,4
80	0,9
70	1,5
60	2,3
40	5,2
20	13,6

REF. Informe sobre "Investigaciones de las etc. (ESPOL).

Las pérdidas de gasolina en (%), depende de la sobrepresión (en mm. de la columna de agua) en el tanque. Por ejemplo para un volumen de 5.000 m³ y un coeficiente de circulación de 24 se ha obtenido los valores siguientes:

TABLA 4.1.8

COLUMNA DE AGUA (mm)	%
200	100
1000	66
2500	52
4000	46
7000	36

REF. Informe sobre "..... etc. (ESPOL)

La capacidad de almacenamiento y el coeficiente de circulación, son también fuentes potenciales de pérdidas como lo veremos en las tablas siguientes.

TABLA 4.1.10

CAPACIDAD DEL TANQUE EN m ³	PERDIDAS EN TONELADAS PARA LAS ZONAS DEL SUR		
	COEFICIENTE DE CIRCULACION ANUAL DEL TANQUE		
	12	48	96
400	4,8	12,4	22,6
1000	11,5	29,4	58,4
2000	22,2	55,6	100,3
3000	34,8	88,3	159,7
5000	50,4	126,2	227,2

REF. Informe sobre "..... etc. (ESPOL)

TABLA 4.1.11

PERDIDAS POR EVAPORACION DE GASOLINA - MOTOR
PERDIDAS POR AÑO EN TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE TECHO CONICO HERMETICAMENTE CERRADOS, EQUIPADOS CON VALVULAS CONVENCIONALES DE PRESION Y VACIO

CAPACIDAD DEL TANQUE (BBLs)	PERDIDAS EN (%) DE CAPACIDAD/AÑO	PERDIDAS EN GALLS/AÑO
1500	5 1/2	3465
2500	5	5250
5000	4 1/2	9450
10000	4	16800
15000	3 1/2	22050
25.000	3 1/2	36750
37.500	3 1/4	51.198
55.000	3	69.300
80.000	2,6	87.400

REF. Refiner & Natural Gasoline Manufacture. Vol. 21 N° 5
May. 1942

A GULF PUBLISHING COMPANY PUBLICATION

La válvula de respiración armada en el tanque puede ser fuente de pérdidas debido a mala hermetización entre las planchas del techo y el cuerpo de la válvula, al cierre de la válvula, al ajuste entre el cuerpo y colocación de la válvula, a la ventilación del espacio de vapor y por sifón de los vapores del hidrocarburo debido al viento.

INFLUENCIA DE COLOR.- Es conocido con el color de la pintura del tanque y el mantenimiento de la limpieza de la superficie de los techos y las paredes, influye bastante en la capacidad de reflejar los rayos solares. Es muy importante que la pintura refleje la parte infrarroja invisible del espectro (de los rayos caloríficos). Además de las propiedades de las pinturas, tienen gran importancia en el reflejo de la radiación solar, la calidad de las lacas en base de las cuales están fabricadas estas pinturas.

Es necesario tomar en cuenta que la efectividad de las pinturas se reduce con el tiempo, debido a la suciedad, al polvo y a los procesos químicos que pasan las pinturas.

Los colores que más ampliamente se usan en las pinturas son blanco y aluminio. Las pinturas blancas son como regla general, más efectivas en comparación a las color aluminio.

TABLA 4.1.12

INDICES	COLOR DEL CUERPO Y DEL TECHO		
	BLANCO	ALUMINIO	NEGRO
RADIACION solar absorbida por el tanque, en %	59	88	100
Las pérdidas de la mezcla vapor-aire en %	100	170	200
Pérdidas del hidrocarburo en %	100	180	240
REF. Informe sobre "..... etc. (ESPOL)			

Según experimentos hechos en tanques de capacidad de 3.880 litros, que tenían gasolina, con una presión de vapor de 650 mm. de la columna de Hg (TABLA 4.1.13), la parte máxima del color del sol se transmite al tanque a través de las paredes laterales (cuerpo), las cuales tienen contacto directo con el producto. El producto calentado sube por las paredes del tanque y como consecuencia se aumenta la temperatura de la superficie del producto, sube la presión parcial de los vapores y se incrementan las pérdidas por evaporación. Por eso las pérdidas del hidrocarburo en un tanque en el cual el cuerpo está pintado con una pintura blanca y el techo con pintura de aluminio, es menor con relación a un tanque en el que el cuerpo está pintado con pintura de aluminio y el techo con pintura blanca. De esta manera la influencia principal en el valor de las pérdidas tiene no el color del techo, sino el color de las paredes laterales, las cuales es necesario pintar bien con pinturas de color efectivo (preferible BLANCO).

TABLA 4.1.13

INDICES	COLOR			
	TECHO PAREDES	BLANCO BLANCO	ALUMINIO BLANCO	ALUMINIO ALUMINIO
Pérdidas de la mezcla vapor-aire, %	-	100	120	160
Pérdidas del hidrocarburo, %	-	100	130	200
La temperatura del espacio de vapor (0,1 m. mas abajo del techo, °C)	-	13,4	17,1	15,8
Temperatura media del espacio de vapor, °C	-	11,1	13,9	14,6
Temperat. de la superficie del hidroc. (a 2,5 cms. de profundidad °C	-	7,8	7,8	10,1
Temperatura media del hidroc. en °C	-	6,6	6,6	7,5
Temp. del ambiente, °C	-	8,4	8,4	8,4
.REF. INFORME SOBRE " etc. (ESPOL)				

Se ha realizado también experimentos en 3 tipos de tanques con y sin refrigeración, durante un lapso de 85 días, los resultados obtenidos se presentan a continuación.

TABLA 4.1.14

INDICES	TANQUE CON ROCIO	TANQUE CON CORTINA DE AGUA	TANQUE SIN REFRIGERAMIENTO
Pérdidas por 85 días, %	0,65	0,9	1,54
Tem. media de la superficie de gasolina, °C	27	28	35
Temp. media de gasolina en el tanque, °C	23	25	27
Variación del peso específico	0,741	0,742	0,745

REF. Informe sobre "..... etc. (ESPOL)

Un análisis de los datos consignados en estas tablas nos conducen a emitir los siguientes criterios que podrían servir también como NORMAS DE OPERACION PARA MINIMIZAR LAS PERDIDAS POR EVAPORACION:

- 1.- Los tanques de almacenamiento de gasolina (también crudos) en las operaciones de carga, deben ser llenados por lo menos hasta un 90% de su capacidad nominal.
- 2.- Para que el criterio anterior pueda ponerse en práctica es necesario planificar el funcionamiento de los depósitos, reduciendo al mínimo el número de bombeos al interior de los mismos.
- 3.- Después de vaciar un tanque se debe inmediatamente llenar con una nueva partida de hidrocarburo de esta forma el aire que entra al tanque no tiene tiempo suficiente de saturarse con los vapores de los hidrocarburos y, al expirar el tanque saldrá casi aire puro en lugar de mezcla de gases.

- 4.- Se reducen las pérdidas con la construcción de tanques presurizados para lo cual se deberá seguir las normas de construcción recomendadas por el API (API STD. 620).
- 5.- Se debe construir (o utilizar) un tanque de almacenamiento de gran capacidad, antes que varios de pequeña capacidad, puesto que según la tabla 4.1.11 a mayor capacidad menor % de pérdida. Así mismo es necesario racionalizar el uso de un tanque, estableciendo programas de carga y descarga de forma tal, que se pueda reducir el coeficiente de circulación y consiguientemente minimizar las pérdidas por evaporación.
- 6.- La (s) válvula(s) de respiración, deben estar herméticamente armadas en el tanque.
- 7.- Preferentemente se utilizará pinturas de color blanco para pintar el cuerpo del tanque y su cubierta (o por lo menos el cuerpo). Se deberá a su vez mantener siempre limpia la superficie del tanque así como volver a pintarla cada vez que se estime conveniente.
- 8.- En lo posible se acondicionará en los tanques sistemas de refrigeración, los que a más de reducir las pérdidas por evaporación, son siempre un medio de seguridad contra incendios.
- 9.- EL ESTADO DEBERA CONTROLAR QUE EN LO POSTERIOR SE CONSTRUYAN TANQUES DE TECHO FLOTANTE PARA EL ALMACENAMIENTO DE GASOLINAS Y CRUDOS. Estos tanques se justifican para cualquier capacidad de almacenamiento, por su economía por ser de fácil mantenimiento y, por que estos tanques cumplen con el doble objetivo: de elevar la tensión superficial del líquido a la vez que reducir el espacio de vapor a cero, con lo cual el % de pérdidas extraordinariamente bajo con relación a los tanques de techo fijo.
- 10.- En los tanques existentes en el país de techo fijo se deberán acondicionar recolectores de vapor o recuperadores como el diseño en esta TESIS.

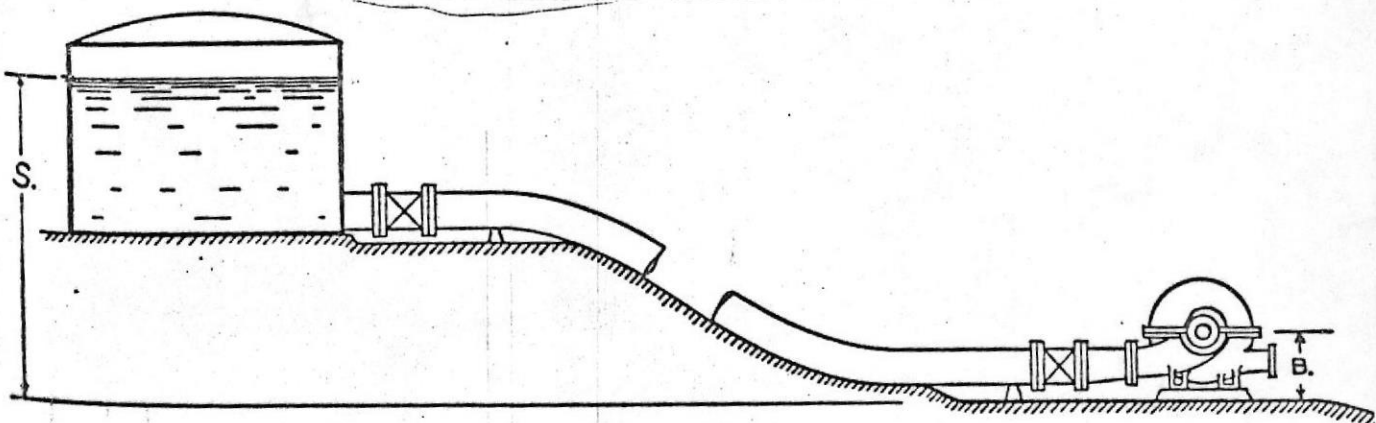
11.- Puesto que las técnicas de bombeo son también un factor de pérdidas por evaporación, es necesario cuidar que las bombas utilizadas en los diferentes procesos dentro de la industria de petróleo y especialmente para el manejo de productos limpios (gasolinas, etc.) mantengan el mínimo NPSH requerido (cabezal de succión positivo neto sobre la presión de vapor).

El NPSH es la energía disponible en las paletas de succión para mantener la presión a la entrada de las paletas de impulso, por encima de la presión de vapor del líquido, y para vencer las pérdidas de succión. Si se mantiene la presión a la entrada, sobre la presión de vapor del líquido, se evita la evaporación y consecuentemente se prolonga la vida útil de la bomba evitando la cavitación.

El NPSH se calcula mediante la siguiente relación:

$$\text{NPSH} = \frac{(p + p_a - p_{vp})}{\text{Sp. Gr.}} + S - B - h \quad (\text{pies})$$

- Donde: S.- distancia vertical desde la superficie del líquido al piso de la casa de bombas.
B.- distancia desde el piso de la casa de bombas a la línea central del eje. Se asume 3 pies para cualquier cálculo aproximado de ingeniería.
p_a.- presión atmosférica (14,7 psia.)
p_{vp}.- presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo en psia.
p.- presión en la superficie del líquido en psig.
h .- Pérdidas totales en la línea de succión hasta la brida de entrada de la bomba. Estas pérdidas no incluyen la caída de presión transformada a cabezal de velocidad en la brida de entrada.



- 12.- El proceso de sacar muestras y realizar mediciones deberá hacerse en la madrugada o en la noche, jutilizando para el efecto aparatos hermatizados.
- 13.- Deberá establecerse un estricto programa de mantenimiento llevándose controles de las baterias de tanques en general y de cada tanque individualmente. El programa de mantenimiento será más riguroso en los tanques de techo flotante para evitar su deterioro, así como la aparición de fugas que lo convertirían en un tanque menos ventajoso que los de techo fijo.

En términos generales el programa de mantenimiento comprenderá:

- a) Realizar con seriedad la revisión cotidiana de la hermetización de los tanques, especialmente de los techos.
 - b) Revisar sistemáticamente las válvulas de respiración y demás accesorios del tanque.
 - c) Elaborar para cada tanque su carta de control.
 - d) Revisar sistemáticamente que todo el equipo del tanque tenga los empaques buenos, así como controlar la hermetización de las válvulas, empaquetaduras, acoplamientos y uniones.
- 14.- Observar las recomendaciones hechas específicamente para los tanques del territorio nacional, por el Dr. George Bostniatski Director Técnico del proyecto "INVESTIGACION SOBRE etc" en el informe sobre dicho proyecto, que reposa en el Ministerio de RR.NN. y EE.
 - 15.- En los tanques de techo fijo seguir la "GUIA DE VENTILACION DEL API" descrita en páginas anteriores, que es la NORMA más segura sobre la cual se basan los requisitos de ventilación en este tipo de tanque.

Es muy importante también emitir ciertos criterios sobre "PROTECCION CONTRA INCENDIOS". con el ánimo de que de ellos salgan "LAS NORMAS DE SEGURIDAD INDUSTRIAL" necesarias para proteger nuestros recursos naturales y en especial nuestra naci-

te Industria Petrolera.

- 1.- EL ESTADO ECUATORIANO según afirmaciones del Gerente de la Corporación Estatal Petrolera (CEPE), y del Ministro de RR. NN. y EE. comenzará a fines del presente año a industrializar su petróleo, para beneplácito de los ecuatorianos mediante la REFINERIA ESTATAL. Es por lo tanto una necesidad imperiosa y urgente la preparación de personal calificado en seguridad industrial, así como la adquisición de los más modernos y eficientes equipos contra incendios.

Las refineries son las industrias donde los peligros son imprevisibles e inevitables muchos de ellos; por lo tanto el estar preparado para hacer frente a los más graves es una obligación y una responsabilidad que no la pueden eludir quienes están al frente directa o indirectamente de la Refinería Estatal y por ende de todos los depósitos de almacenamiento de sus productos.

- 2.- Deben crearse cuanto antes en el país "CAMPOS EXPERIMENTALES" como el que se muestra en las figs. 4.1.13 a la 4.1.21 y se deben dictar cursos de entrenamiento para todo el personal vinculado a la industria petrolera que trabaje en la explotación, producción, industrialización, almacenamiento y transporte del petróleo y sus productos.
- 3.- Deben cumplirse las recomendaciones mínimas para distancias entre tanques, y las máximas capacidades de almacenamiento como se presenta en las tablas 4.1.1, 4.1.2, y 4.1.3, normas aprobadas por el BRITISH STD. INSTITUTE. Hacemos constar que un Extracto de las NORMAS FRANCESAS de ordenación de tanques se encuentran en el texto "EL PETROLEO REFINO Y TRATAMIENTO QUIMICO" (P. WUITHIER) las que se deben revisar con el objeto de que de su estudio, análisis y comparación se dicten para nuestro medio las NORMAS más adecuadas.
- 4.- Los tanques deben estar equipados con equipos de protección tales como cámaras de espuma, etc. de acuerdo al producto que almacena. Es muy necesario además la instala -

ción de MONITORES DE CONTROL REMOTO para la protección de las diferentes unidades de las refinerías así como en las baterías de tanques de los depósitos del país y en los puertos. (Ver figs. incluidas en pags. posteriores).

- 5.- Se deberá tener en cuenta el tipo de material a utilizarse para combatir el fuego de acuerdo al material con el que se esté trabajando, como puede observarse en la tabla 4-1-4 de esta sección.

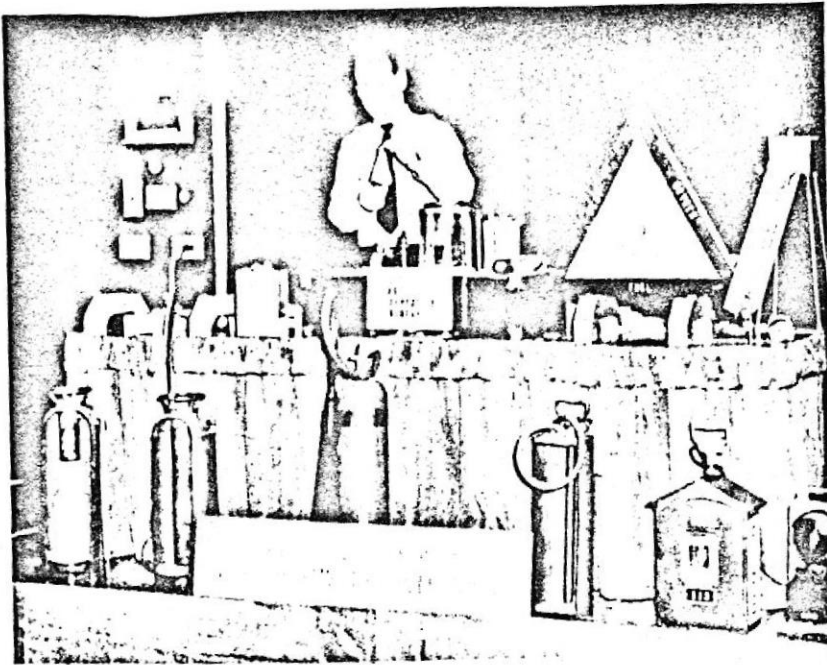
Si se desee más información al respecto debe escribirse a:
"National Fire Protection Association, 60 Batterymarch Street,
Boston 10, Mass. USA".

FIG. 4.1.12 DEPARTAMENTO DE FUEGO DE LOS ANGELES.



Enfriando la superf. superior de un camión tanquero de gas LP que esta lleno hasta la mitad. El combustible que va hacia el suelo desde la parte inferior del tanque ha sido desconectado y el enfriamiento en los dos lados de la cubierta es continuo.

FIG. 4.1.13 DEPARTAMENTO DE FUEGO DE LONG BEACH.



Muchos Departamentos de Bomberos usan aparatos demostrativos para discutir "los tres esenciales".

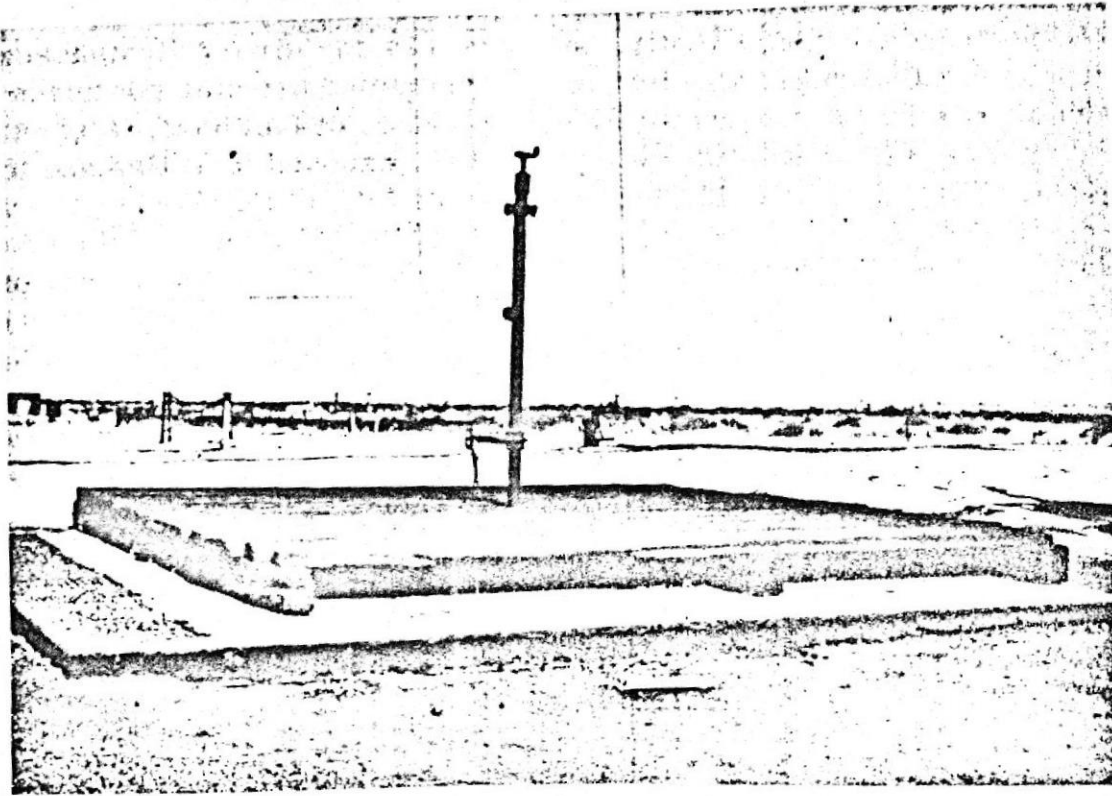


FIG. 4.1.14.- Un pedestal de "ARBOL DE NAVIDAD" es comunmente usado para el entrenamiento en la desconexión de la válvula suministradora de combustible.

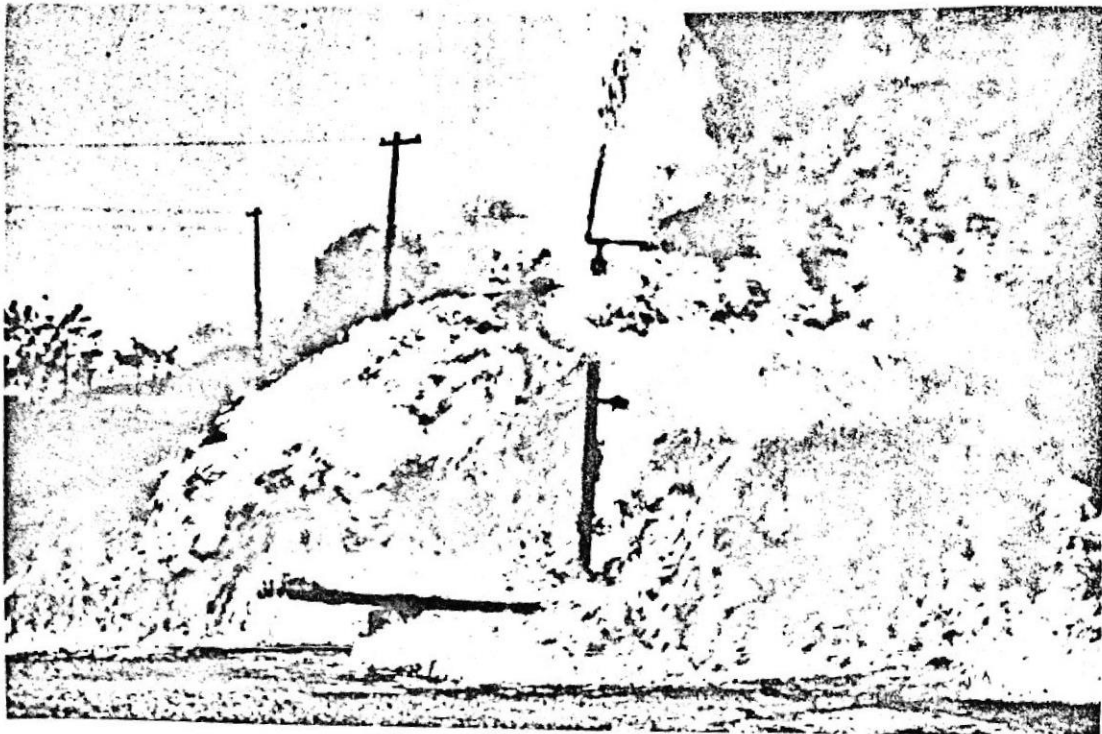


FIG. 4.1.15.- Un "ARBOL DE NAVIDAD" en llamas.

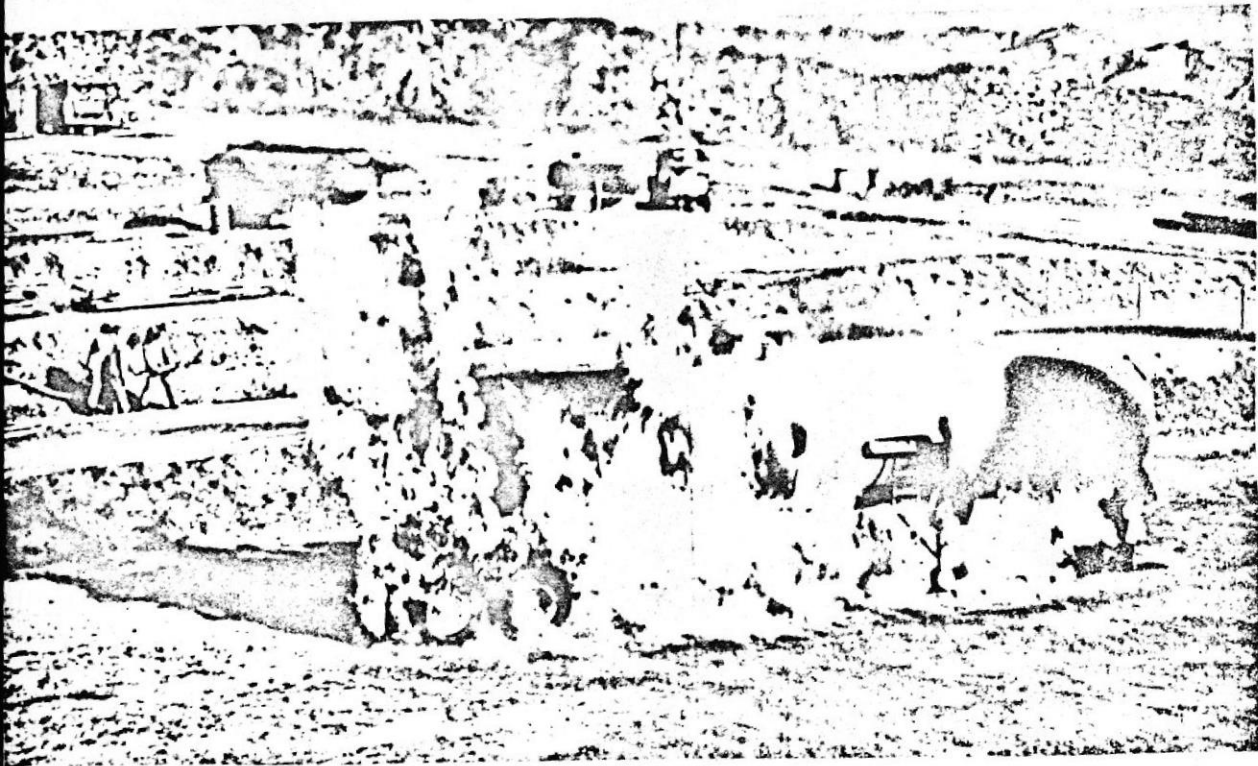
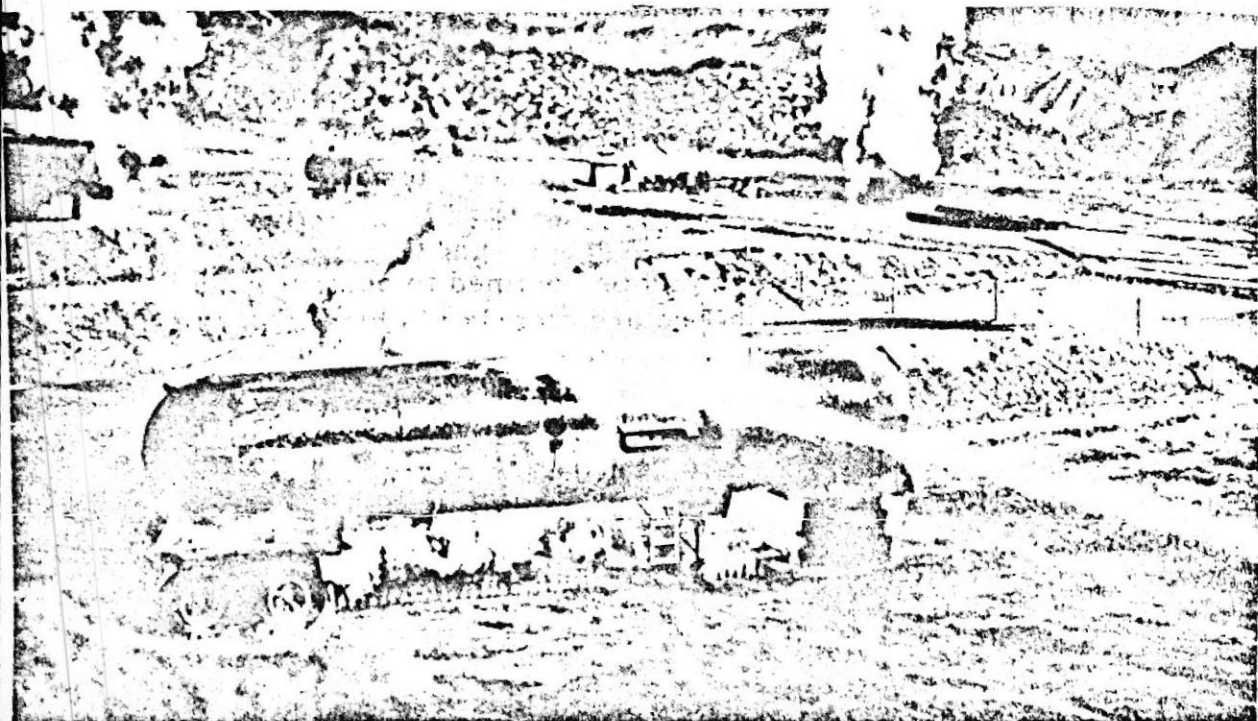


FIG. 4.1.16.- La fotografía superior muestra la emergencia simula
a de fuego con un grupo de mangueras listo para comenzar el en-
friamiento. El otro grupo está fuera de la fotografía en la parte
inferior derecha. En la fotografía inferior los dos grupos tienen
mangueras de flujo apropiadamente dirigidas para enfriar la cubi-
erta superior del tanque que está sobre el nivel del líquido del
tanque.

FIG. 4.1.17



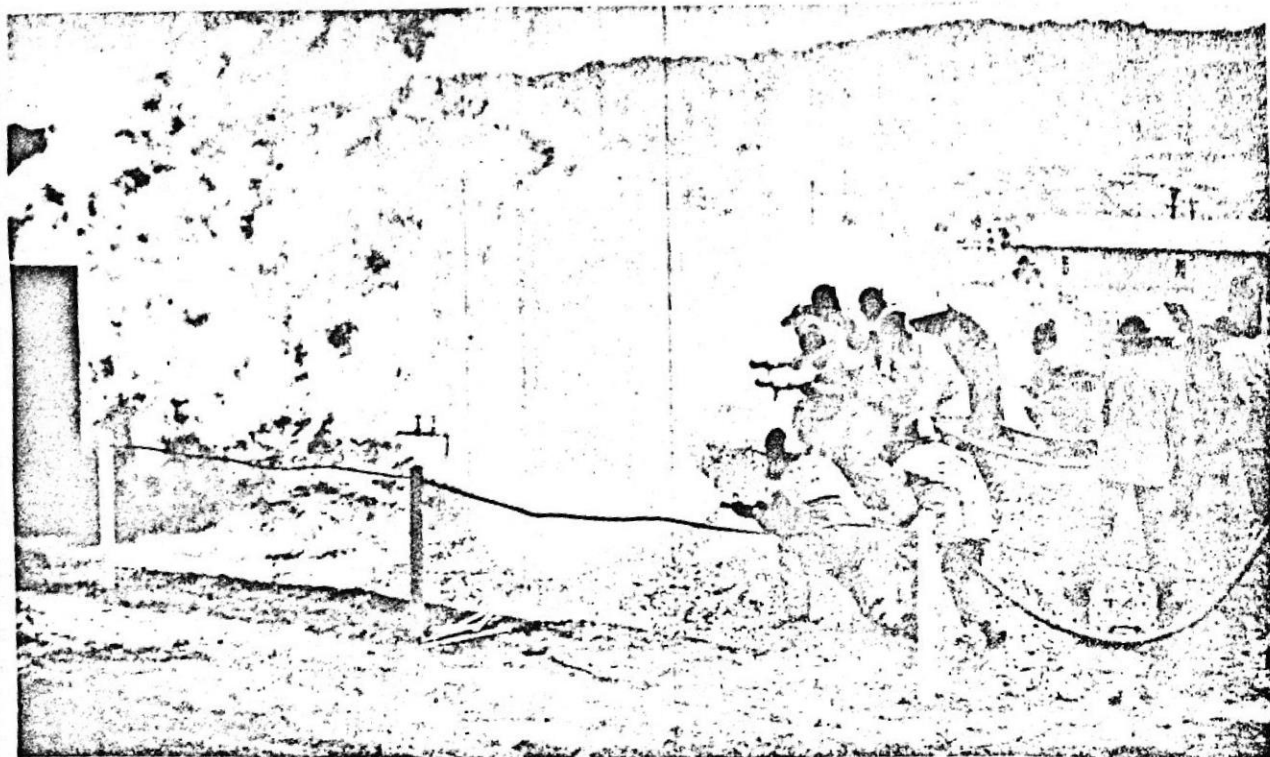


FIG. 4.1.18.- Algunas formas de entrenamiento contra el fuego son realizadas en el Departamento de fuego del condado de Los Angeles. En este caso un fuego de butano es lanzado contra una placa posterior de acero.

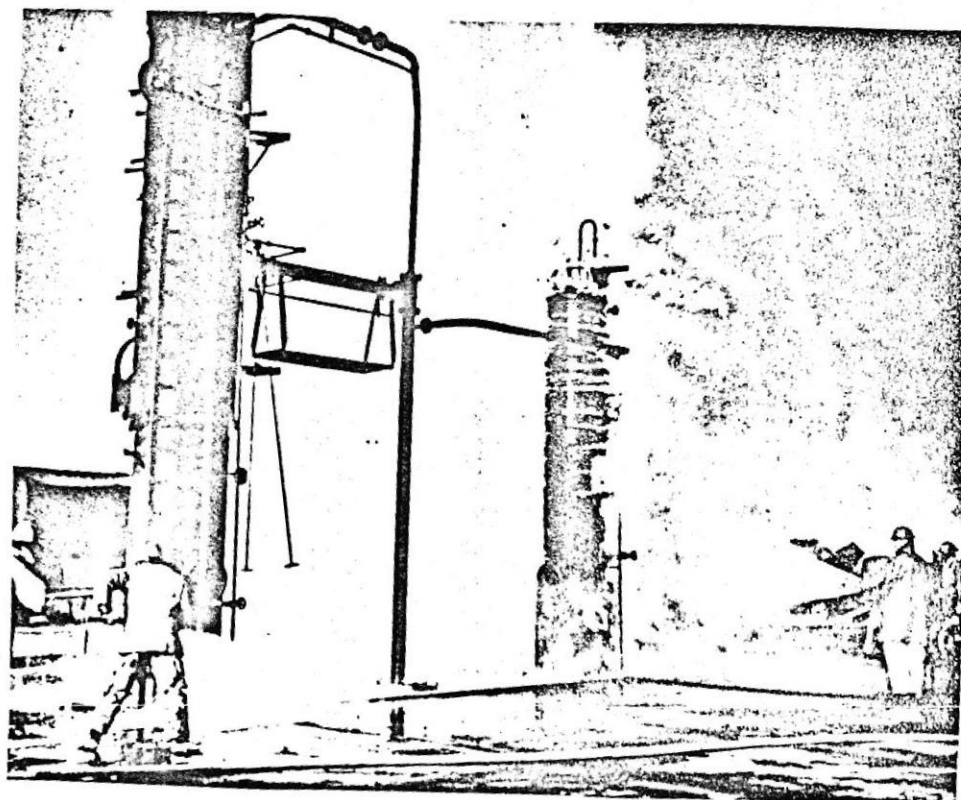


Fig. 4.1.19.- La gasolina está iniciando un flujo hacia el lado inferior del lado de la torre y los hombres bajo protección de una niebla de agua cerraron la válvula que está a 5 pies sobre el nivel del suelo.

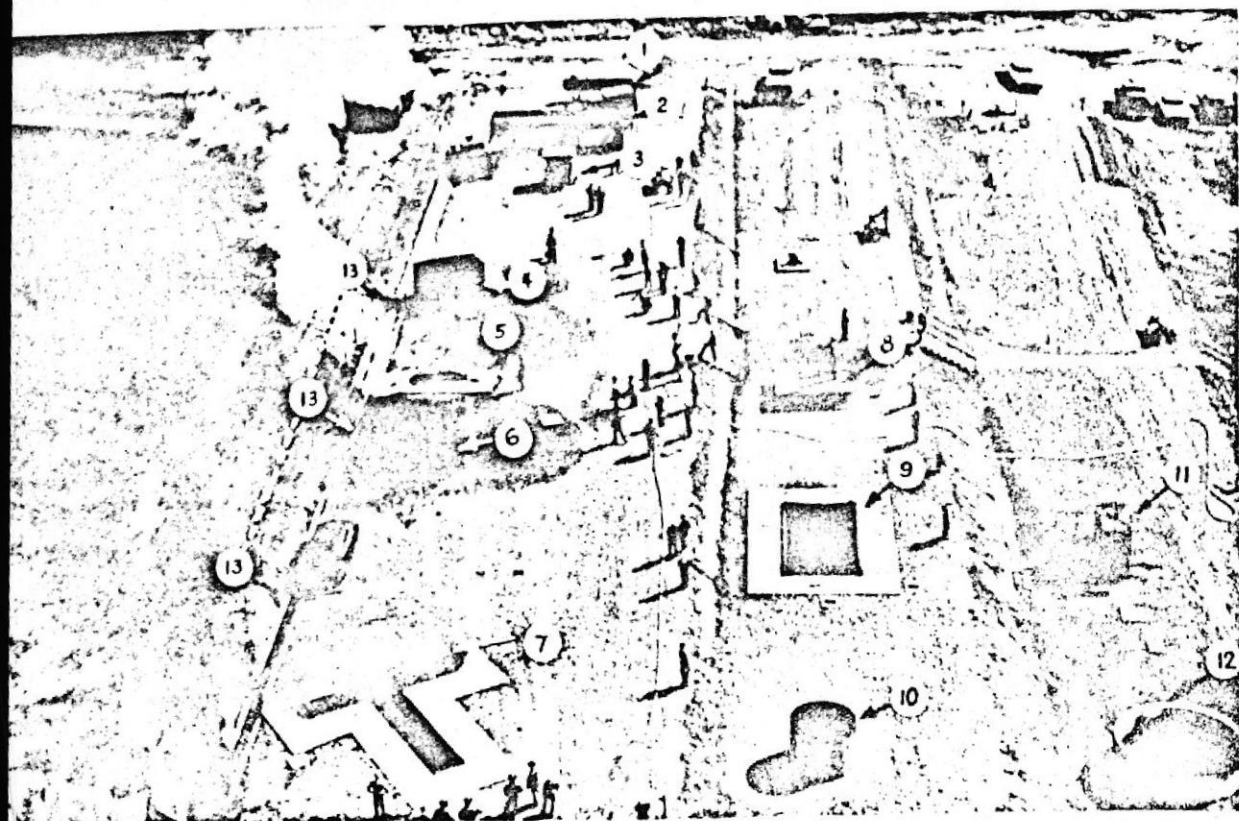


FIG.4.1.20.- Una vista aérea de terrenos de entrenamiento, de 260 x 90 pies del departamento de bomberos del condado de Los Angeles: (1) Un almacenamiento de gas LP de 1150 gals; (2) Un compartimento de fuego, un tanque de 6.000gals. para líquidos inflamables; (3) Estación de bombeo; (4) Pizarrón para fuegos de gasLP; (5) Una Area para apagar fuegos; (6) Arbol de navidad; (7) Una trinchera cruzada de 21 x 32 pies; (8) Un pozo cerrado de aceite de 10 x 10 pies; (9) Un tanque de 10 x 20 pies; (10) un tanque de 8 pies de diámetro; (11) Un montecarga; (12) Un tanque de 18 pies de diámetro; (13) Un canalón de 200pies.

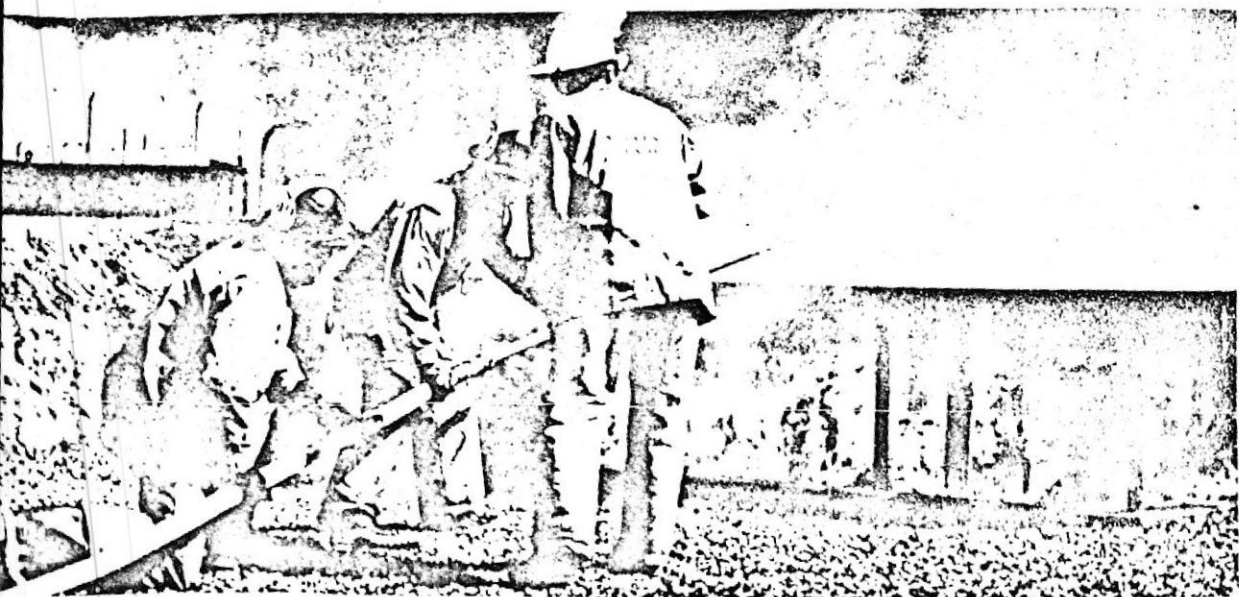


FIG. 4.1.21.- Un hoyo de concreto de 10 x 10 pies, simulando un pozo cerrado de petróleo, con un piso de perforaciones entablado con madera pesada

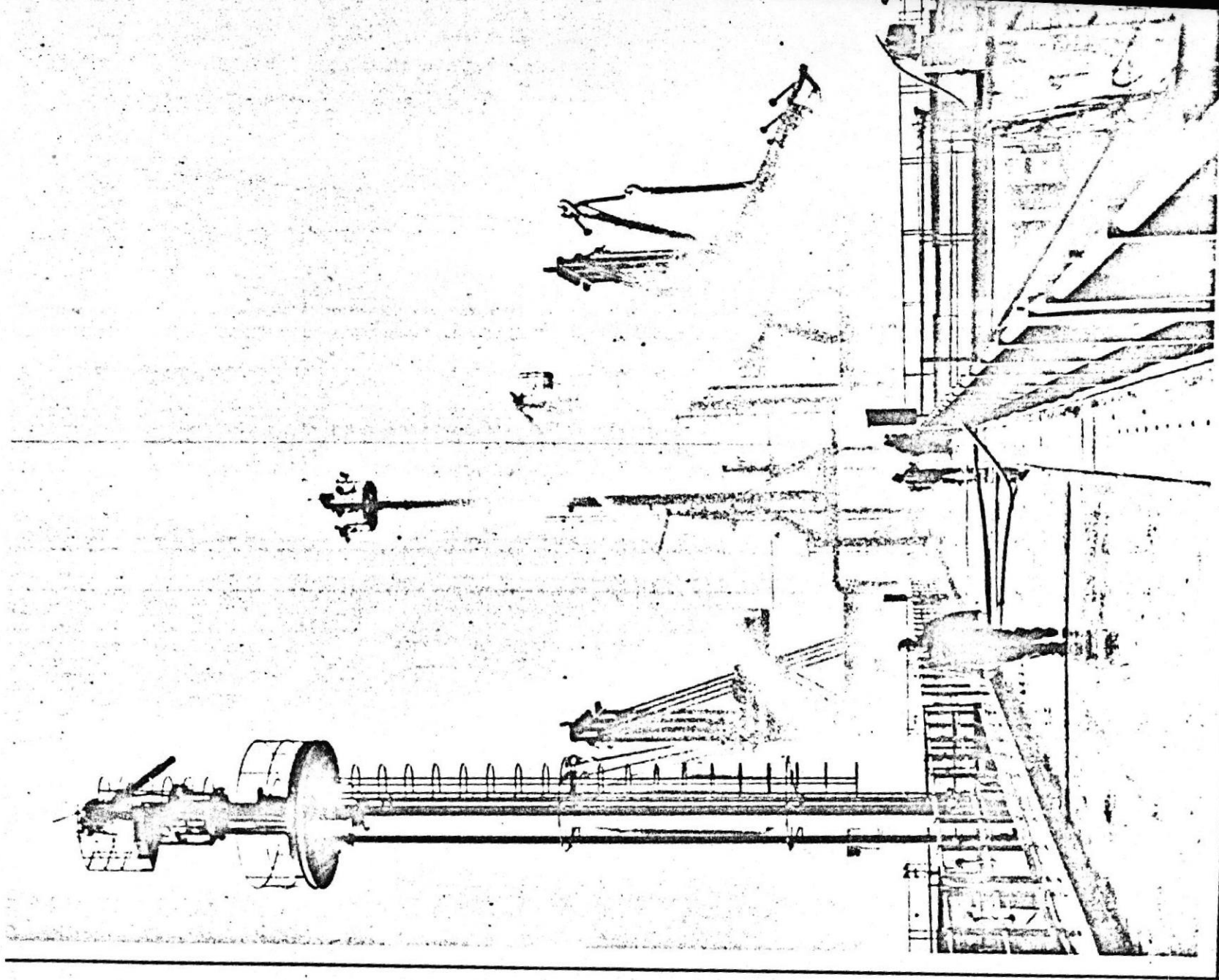


Fig. 4.1.22

MONITORES DE CONTROL REMOTO

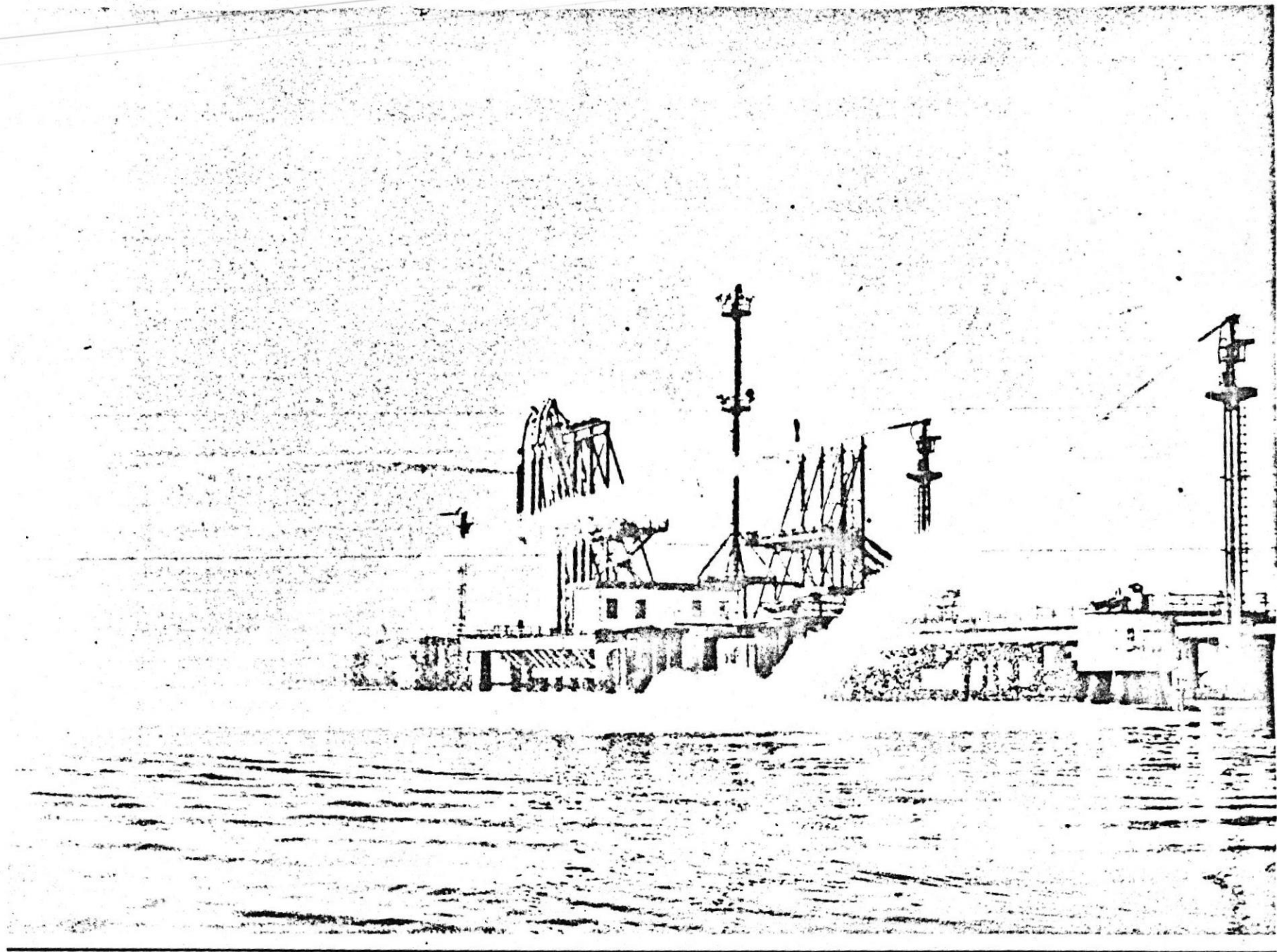


Fig. 4.1.23

MONITORES DE CONTROL REMOTO

4.2 CALCULO Y DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Antes de entrar directamente en el cálculo y diseño del intercambiador, anotemos primero, ciertas bases teóricas, sobre diversos factores inherentes al mismo, las que por otro lado reforzarán nuestras TESIS.

I. CONDENSACION

Un fluido puede existir como gas, vapor o líquido. El cambio de líquido a vapor es vaporización y el cambio de vapor a líquido es condensación. Las cantidades de calor involucradas en la condensación o vaporización de una libra (Kg) de fluido son idénticas.

Para fluidos puros a una presión dada, el cambio de líquido a vapor o de vapor a líquido ocurre solo a una temperatura, que es la temperatura de saturación o de equilibrio. Puesto que los cambios de transferencia de calor vapor-líquido usualmente ocurren a presión constante o casi constante en la industria, la vaporización o condensación de un compuesto simple normalmente se efectúa isotérmicamente. Cuando un vapor se remueve después de su formación y no se le permiten contactos posteriores con el líquido, la adición de calor causa sobre calentamiento, durante él, se comporta como un gas. Si se condensa una mezcla de vapores en lugar de un vapor puro, a presión constante en muchos casos los cambios no tienen lugar isotérmicamente.

"La condensación tiene lugar a muy diferentes velocidades de transferencia del calor por cualquiera de los dos siguientes mecanismos físicos que serán discutidos brevemente: en forma de gota y en forma de película". El coeficiente de película en la condensación está incluido por la textura de la superficie en la cual tiene lugar la condensación y también si la superficie condensante está montada verticalmente u horizontalmente. A pesar de estas complicaciones aparentes, la condensación, igual que el flujo laminar, es susceptible de un estudio matemático directo.

CONDENSACION EN FORMA DE GOTA Y DE PELICULA.- Cuando un vapor saturado entra en contacto con una superficie fría tal como un tubo, se condensa y puede formar gotitas en la superficie del tubo. Estas gotitas pueden no exhibir ninguna afinidad por la superficie y en lugar de cubrir el tubo se desprenden de él, dejando metal descubierto, en el cual se pueden formar sucesivas gotitas de condensado.

Cuando la condensación ocurre por este mecanismo, se llama condensación en forma de gota. Sin embargo usualmente puede aparecer una inconfundible película a medida que el vapor se condensa en el tubo cubriéndolo. Se requiere vapor adicional en la pe

lícula del condensado en lugar de hacerlo sobre la pared del tubo directamente. Esta es condensación en forma de película. Los dos mecanismos son distintos e independientes de la cantidad de vapor condensante por pie² de superficie. La condensación en forma de película no es una transición de la condensación en forma de gota, debido a la rapidez a la cual el condensado se forma sobre el tubo. Debido a la resistencia de la película de condensado al paso de calor a través de ella, los coeficientes de transferencia de calor para la condensación por gotas son 4 a 8 veces mayores que para la condensación de película. El vapor de agua es el único vapor puro conocido que se condensa en forma de gota y se requieren condiciones especiales para que este ocurra. Estas son descritas por Drew, Nagle y Smith, influyendo especialmente la presencia de polvo en la superficie o el uso de contaminantes que se adhieren a la misma. Nagle ha identificado materiales que promueven la condensación en forma de gota en el vapor, aun cuando esta sustancia introduce impurezas en el vapor de agua. La condensación por gota también tiene lugar cuando varios materiales se condensan simultáneamente como una mezcla, y donde la mezcla de condensado no es miscible, como en el caso de hidrocarburos y vapor de agua. Sin embargo, durante varios períodos en la operación normal de un condensador normal de vapor de agua, el mecanismo puede ser inicialmente del tipo de película, y cambiar luego a la condensación en forma de gota y un tiempo más tarde invertir el mecanismo. Debido a la falta de control no es costumbre en los cálculos considerar la ventaja de los altos coeficientes que han sido obtenidos en experimentos con condensación por gotas. Consecuentemente nosotros trataremos del cálculo de condensadores para varias condiciones basados únicamente en condensación en forma de películas y sus respectivos coeficientes de transferencia de calor, correspondientes a este mecanismo.

Afortunadamente el fenómeno de condensación en forma de película es susceptible de análisis matemático, y la naturaleza de la condensación en una superficie fría puede ser considerada como de autodifusión. La presión de saturación del vapor en el cuerpo del valor es mayor que la presión de saturación del condensado frío en contacto con la pared fría. Esta diferencia de presiones provee el potencial necesario para mover el vapor del cuerpo de éste a mayor velocidad. Comparada con la pequeña resistencia a la transferencia de calor por difusión del vapor condensado, la película del condensado, en la pared fría del tubo, constituye la resistencia controlante. Es la lentitud con la que el calor de condensación pasa a través de esta película lo que determina el coeficiente de condensación.

La expresión última para una ecuación de los coeficientes de condensación, se puede obtener del análisis dimensional donde el coeficiente promedio \bar{h} es una función de las propiedades de la película de condensado $k, \rho, g, \mu,$ y $L, \Delta t$ y Λ , esta última propiedad es el calor latente de vaporización. NUSSELT derivó teóricamente las correlaciones del mecanismo de condensación en forma de película y los resultados que obtuvo están en excelente concordancia con los experimentos.

A) COEFICIENTE DE PELICULA EN LA CONDENSACION POR EL EXTERIOR DE TUBOS.

TUBOS VERTICALES: El estudio fundamental de NUSSELT, define el coeficiente de película para un régimen laminar con la siguiente ecuación:

$$\bar{h}_v = 0,943 \left[\frac{k_f^3 \rho_f^2 g \Delta}{\mu_f L \Delta t_f} \right]^{1/4} \quad (4.2.1)$$

Llamemos A_f la sección del anillo de condensado alrededor del tubo de longitud L , G el caudal de vapor y Nt el número de tubos del haz. El diámetro equivalente del anillo viene dado por:

$$De = 4r_h = 4 \frac{\text{área libre de flujo}}{\text{Perímetro negado}}$$

Siendo r_h = radio hidráulico

$$De = 4 \frac{A_f}{\pi d_o - P} = \text{Perímetro mojado por rubo} \quad (4.2.2)$$

Definamos ahora G_v caudal másico del condensado por unidad de longitud del perímetro de tubo:

$$G_v = \frac{Mvp}{\pi d_o Nt} \quad (4.2.3)$$

La velocidad máxima del condensado es:

$$G = \frac{Mvp}{A_f Nt} = \frac{\pi d_o G_v}{A_f} \quad (4.2.4)$$

La expresión del número de Reynolds en la película de condensado es ahora:

$$Re = \frac{D_e G}{\mu} = \frac{4A_f}{\pi d_o \mu} = \frac{\pi d_o G_v}{A_f \mu}$$

$$Re = \frac{4G_v}{\mu} \quad (4.2.5)$$

Al ser la cantidad de calor ΔQ intercambiada por cada tubo igual a $\frac{M_{vp}A}{N_t}$ el coeficiente de película \bar{h} relativo a un tubo vertical se puede escribir:

$$\bar{h}_v = \frac{\Delta Q}{A_f N_t} = \frac{m_{vp} \Lambda}{\pi d_o L N_t \Delta t} = \frac{G_v \Lambda}{L \Delta t} \quad (4.2.6)$$

La ecuación (1) podemos escribirla de la siguiente forma:

$$\bar{h}_v = 0,943 \left[\frac{K_f^3 \rho_f^2 g}{\mu^2} \right]^{1/4} \left[\frac{\mu \Lambda}{L \Delta t} \right]^{1/4} \quad (4.2.7)$$

Y teniendo en cuenta la ecuación (6) se obtiene

$$\bar{h}_v = 0,943 \left[\frac{K_f^3 \rho_f^2 g}{\mu^2} \right]^{1/4} \left[\frac{h_v}{G_v} \right]^{1/4} \quad (4.2.8)$$

de donde

$$\bar{h}_v^{3/4} = 0,943 \left[\frac{k_f^3 \rho_f^3 g}{\mu_f^2} \right]^{1/4} \left[\frac{4G_v}{\mu f} \right]^{1/4} \quad (4.2.9)$$

El número de Reynolds aparece así en la expresión de \bar{h}_s que se escribe finalmente:

$$\bar{h}_v = 1,5 \left[\frac{K_f^3 \rho_f^2 g}{\mu_f^2} \right]^{1/3} \left[\frac{4G_v}{\mu} \right]^{1/3} \quad (4.2.10)$$

TUBOS HORIZONTALES.

De una manera análoga, para los tubos horizontales se puede definir un caudal de condensado G_H por unidad de longitud de tubo:

$$G_H = \frac{m_{vp}}{L N_t} \quad (4.2.11)$$

Las transformaciones precedentes aplicadas a este caso, conducen a la siguiente expresión del coeficiente de transmisión h_H que es idéntica a la que toma \bar{h}_v :

$$\bar{h}_H = 1,5 \left[\frac{k_f^3 \rho_f^2 g}{\mu_f^2} \right]^{1/3} \left[\frac{4G_H}{\mu} \right]^{-1/3} \quad (4.2.12)$$

Para tener en cuenta el chorreo del condensado de un tubo sobre otro, hay que modificar la ecuación (11) y definir G_H por la fórmula siguiente:

$$G_H = \frac{m_{vp}}{L N_t^{2/5}}$$

B.- CALCULO DE LA MLDT.- En general cuando un líquido fluye a lo largo del eje de un tubo y absorbe o transmite calor sensible, la temperatura del líquido varía en la longitud del tubo. En el caso de flujo de calor a través de una pared plana, la temperatura sobre el área completa de cada cara de la pared fue idéntica y las diferencias de temperatura fueron simplemente las diferencias entre cualquier punto de las dos caras. Si la temperatura de la circunferencia interior de la pared de un tubo es casi constante en toda su longitud como sucede cuando el fluido dentro del tubo se calienta por vapor, habrá dos diferencias de temperatura distintas en las finales: una entrela pared del tubo y el líquido que entra y otra en el otro extremo entre la pared del tubo y el líquido calentado. ¿Cuál es la diferencia de temperatura apropiada para usarse en la ecuación $Q = h_i A_i (t_p - t)$, donde T_p es la temperatura constante de la pared interior del tubo, y t es la temperatura variante del líquido dentro del tubo?

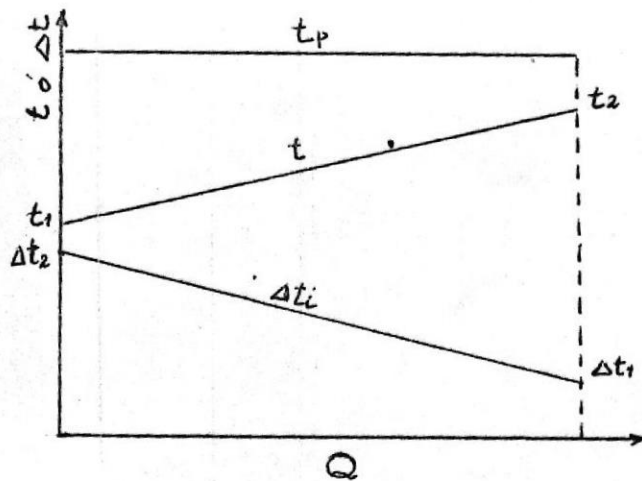


FIG. 4.2.B.1

Refiriéndonos a la Figura 4.2.B.1 la temperatura constante de la pared interior del tubo se muestra por la línea horizontal t_p . Si se supone que el calor específico es constante para el líquido, el aumento en la temperatura es proporcional al calor total recibido por el líquido al pasar de la temperatura interior t_1 a la temperatura exterior t_2 y si h_i se considera constante.

$$dQ = h_i \times dA_i \times \Delta t_i \quad (4.2.B.1)$$

La pendiente de la línea inferior que define la diferencia de temperaturas t_i como función de Q , es:

$$\frac{d \Delta t_i}{dQ} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{Q} \quad (4.2.B.2)$$

donde $\Delta t_2 = t_p - t_1$ y $\Delta t_1 = t_p - t_2$. Eliminando dQ de las Ecs.

(B-1) y (B-2).

$$\frac{h_i dA_i}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} (\Delta t_2 - \Delta t_1) = \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \frac{d \Delta t_i}{\Delta t_i} \quad (4.2.B.3)$$

Integrando: $Q = \frac{h_i A_i (\Delta t_2 - \Delta t_1)}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \quad (4.2.B.4)$

La expresión $\frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$ es la MEDIA LOGARITMICA DE LA DIFERENCIA

DE TEMPERATURAS y se abrevia MLDT, y el valor de h_i que se computó de $K = h_i A_i \Delta t_i$, cuando Δt_i es el medio logarítmico, es un valor específico de h_i .

Este principio general es aplicable para el caso de intercambiadores como el nuestro, donde generalmente ambos fluidos experimentan variaciones de temperatura, que no son líneas rectas cuando las temperaturas se grafican contra las longitudes como en las figuras 4.2.B.1 y 4.2.B.3. A cualquier punto T-t entre las dos corrientes difieren, aún así conducirán al mismo resultado de la ecuación (B-4) en la cual el promedio logarítmico de la diferencia de temperaturas se obtuvo de un estudio de T-t vs. Q. Sin embargo, hay una ventaja en la derivación basada en T-t vs. L* puesto que ella permite la identificación de la diferencia de temperaturas en cualquier punto a lo largo de la longitud del tubo, o T-t vs. A**.

La ecuación (4.2.B.4) para flujos a contracorrientes que es nuestro caso, puede ser escrita:

$$Q = UA \Delta t = UA \times MLDT \quad (4.2.B.5)$$

y

$$\Delta t = MLDT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \quad (4.2.B.6)$$

* Ver "Proceso de transf. de calor (D.KERN), pgs. 114, 115, 116

** Ver "Transf. de calor" (KREITH) Cap. 11, pgs. 532, 533, 534.

En la práctica el uso de la media logarítmica de la temperatura es solo una aproximación, ya que por lo general, U no es constante. Pero en el trabajo de diseño, la conductancia total suele evaluarse en una sección media, generalmente en el punto medio entre los extremos, y se maneja como una constante. Si U varía considerablemente puede hacerse necesaria una integración numérica paso a paso de la ecuación (B-1) en la forma $Q = U \, dA \, \Delta T$.

Si la diferencia de temperatura ΔT_1 no es más del 50% mayor que ΔT_2 , la media aritmética de la diferencia de temperatura estará cerca del 1% de la MLDT, y puede usarse para simplificar los cálculos.

En el caso de cambiadores de calor más complejos, tales como los de coraza y tubo con varios pasos en los tubos o en la región anular y con cambiadores de flujo transversal que tienen flujo mezclado y flujo sin mezclar, la derivación matemática de una expresión para la diferencia media de temperatura se vuelve sumamente complejo.

El procedimiento usual es simplemente modificar la MLDT por medio de factores de corrección que han sido publicados en forma de cartas por BOWMAN, MUELLER y NAGLE y por la "Tubular Exchanger Manufacturer's Association". Estas gráficas se muestran en el Apéndice (Fig. 17, 18, 19, 20, 21, 22, 23). La ordenada de cada una es el factor de corrección F . Para obtener la temperatura media efectiva para cualquiera de estos casos, la MLDT calculado para contra flujo, debe multiplicarse por un factor de corrección apropiado, esto es

$$\Delta T \text{ media efectiva} = \text{MLDT} \times F \quad (4.2.B.7)$$

C. CAIDA DE PRESION PERMISIBLE PARA UN VAPOR CONDENSANTE.-

En las suposiciones originales de NUSSELT se considera el coeficiente de condensación independiente de la velocidad del vapor a través del haz de tubos del condensador y dependiente únicamente de G_v o G , las cargas en libras de condensado por hora por pie lineal. Es costumbre en obsequio de una buena distribución de vapor, manejar el vapor a través del haz tan rápidamente como las consideraciones de caída de presión lo permitan, espaciando los deflectores según esto.

Para tomar en cuenta la reducción en libras totales de vapor a medida que éste se desplaza a lo largo del haz de tubos, el espaciado de los deflectores debe hacerse en TRESBOLILLO o alternado, para dar una velocidad masa en el vapor casi constante. A la entrada, los deflectores se espacian bastante separados, pero esta distancia disminuye hacia la salida. El uso de un arreglo en tresbolillo no es aceptado universalmente, puesto que reduce la adaptabilidad del equipo a otros servicios en el caso que el proceso inicial se descontinúe. Con pasos uniformes en los deflectores el condensador puede fácilmente adaptarse a un intercambiador de calor gas-líquido y líquido-líquido.

En la destilación despreciando las pérdidas por contracción y expansión a y desde la torre, para todos los propósitos prácticos la carga hidrostática mínima de que se debe disponer debe ser mayor de:

$$\rho_1 Z_1 = 144 \Delta P_c$$

donde; Z: peso de la columna y condensado

ρ_1 : densidad del líquido en lb/pie³

ΔP_c : caída de presión en el condensador, lb/plg²

A esto se debe añadir usualmente un factor adicional para permitir el uso de una válvula de control de flujo en la línea de reflujo. Para un líquido con una gravedad específica de 1,0 la elevación mínima de la línea de condensado sobre el nivel del plato superior para 2 lb/plg² de caída de presión permisible en el condensador es:

$$(2/14,7) \times 34 = 4,62 \text{ pies}$$

y para líquidos de menor gravedad específica, la elevación del condensador deberá ser proporcionalmente mayor, por esta razón el condensador frecuentemente se instala a nivel de piso y una bomba sustituye el retorno de condensado por gravedad. Esto es especialmente cierto a altas presiones, donde el control hidráulico es más difícil y pueden surgir serias pulsaciones en la parte superior de la columna. Para prevenir las pulsaciones del condensado que sale del condensador, éste primero entra a un tanque amortiguador y después al equipo de bombeo.

Con una bomba para efectuar el retorno, generalmente se permite una caída de presión de 5 lb/plg^2 en el condensador.

Para sistemas de gravedad, la caída de presión permitida en el condensador usualmente es de 1 a 2 lb/plg^2 .

En la condensación de un vapor puro saturado, el vapor entra al condensador a su temperatura de saturación y lo deja como líquido. La caída de presión es obviamente menor que la que resultaría de calcularlo para un gas a la gravedad específica del condensado a la salida. La velocidad masa del vapor de entrada y del líquido que sale son, sin embargo, las mismas. En ausencia de correlaciones más extensivas, se obtienen buenos resultados usando para la velocidad masa el peso total del flujo y la gravedad específica promedio entre la entrada y la salida. Este método puede simplificarse más todavía como sucede en la condensación de vapor de agua, tomando la mitad de la caída de presión convencional computada enteramente de las condiciones de entrada. Esto es, para condensación en la coraza.

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e S} \quad (4.2.C.2)$$

donde S es la gravedad específica del vapor. Para condensación en tubos.

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_e S} \quad (4.2.C.3)$$

donde S es la gravedad específica del líquido. No necesitan considerarse pérdidas por contracción o expansión. Tanto las ecuaciones (4.2.C.2) y (4.2.C.3) están en el lado seguro, puesto que la velocidad masa del vapor disminuye casi linealmente en presencia de grandes Δt desde la entrada a la salida, mientras que la caída de presión disminuye como el cuadrado de la velocidad.

D) Factores de obstrucción. Los coeficientes totales de transferencia de calor requeridos para cumplir con las condiciones de proceso, deben ser determinados de la ecuación de Fourier cuando la superficie A es conocida y Q y Δt son calculados a partir de las condiciones de proceso. Entonces $U = Q/A\Delta t$. Si la superficie no se conoce, la U puede obtenerse independientemente de la ecuación de Fourier, mediante los dos coeficientes de película, despreciando la resistencia de la pared del tubo.

$$\frac{1}{U} = R_{i0} + r_o = \frac{1}{h_{i0}} + \frac{1}{h_o} \quad (4.2.D.1)$$

$$U = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o} \quad (4.2.D.2)$$

La localización de los coeficientes y temperaturas se muestran en la Fig.D.1 . Cuando U ha sido obtenida de los valores de h_{i0} y h_o , y Q y Δt son calculados de las condiciones de proceso, la superficie A requerida puede ser computada. El cálculo de A se conoce como de diseño.

Cuando los aparatos de transferencia de calor han estado en servicio por algún tiempo, sin embargo, se le depositan incrustaciones y basura en la parte interior y exterior de las tuberías, añadiendo dos resistencias más de las que fueron incluidas en el cálculo de U por la ec. (D.1). La resistencia adicional reduce el valor original de U y la cantidad requerida de calor ya no se transfiere por la superficie original A; T_2 aumenta, y t_2 disminuye respecto a las temperaturas de salida deseadas, aún cuando h y h_o se mantienen sustancialmente constantes. Para obviar esta eventualidad, es costumbre diseñar el equipo anticipando la depositación de basuras e incrustaciones, introduciendo una resistencia R_d llamado factor de basura, incrustaciones o de obstrucción. Supóngase R_{di} el factor de obstrucción para el fluido del tubo interior a su diámetro interior y R_{do} el factor de obstrucción para el fluido de ánulo en el diámetro exterior del tubo interior.

Estos factores pueden ser considerados muy delgados para lodos, pero apreciablemente gruesos para incrustaciones, que tienen conductividad térmica mayor que los lodos. Estas resistencias se muestran en la Fig. D.2

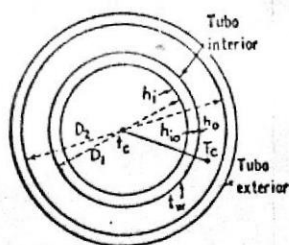


FIG. D. 1 Diámetros de los ánulos y localización de coeficientes

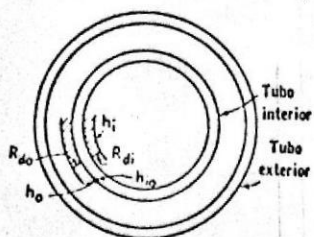


FIG. D. 2 Localización de los factores de obstrucción y coeficientes de transferencia de calor

El valor de U obtenida en la Ec. (D.2) unicamente a partir de $1/h_{i0}$ y $1/h_o$ puede considerarse como coeficiente total limpio designado por U_c para mostrar que los lodos o basura no se han tomado en cuenta. El coeficiente que incluye la resistencia de lodos se llama de diseño o coeficiente total de lodo U_d . El valor de A correspondiente a U_d , en lugar de U_c , proporciona las bases en las cuales el equipo debe ser hecho en última instancia. La correlación entre los dos coeficientes totales U_c y U_d es:

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_{di} + R_{do} \quad (4.2.D.3)$$

o poniendo

$$R_{di}^* + R_{do} = R_d \quad (4.3.D.4)$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad (4.2.D.5)$$

Supóngase que para un intercambiador de doble tubo, h_{i0} y h_o se han computado como 300 y 100 respectivamente, luego

$$\frac{1}{U_c} = \frac{1}{h_{i0}} + \frac{1}{h_o} = 0,0033 + 0,01 = 0,0133$$

o $U_c = 1/0,0133 = 75.0 \text{ Btu}/(\text{h})(\text{pie}^2)(\text{F})$. De la experiencia, permítase nos decir, que se ha encontrado que una resistencia térmica para los lodos $R_{di} = 0.001(\text{h})(\text{pie}^2)(\text{°F})/\text{Btu}$ se depositará anualmente dentro del tubo, y $R_{do} = 0.0015$ se depositará en el exterior del tubo.

¿Para qué coeficiente total deberá calcularse la superficie de manera que el aparato deba limpiarse una vez por año solamente?. Entonces:

$$R_d = R_{di} + R_{do} = 0,0025 \text{ y}$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d = \frac{1}{75} + 0,0025 = 0,0158(\text{h})(\text{pie}^2)(\text{°F})/\text{BTU}$$

6

$$U_D = \frac{1}{0,0158} = 63,3 \text{ BTU}/(\text{h})(\text{pie}^2)(\text{°F})$$

La ecuación de Fourier para la superficie en la que el lodo se deposita se transforma en

$$Q = U_D A \Delta t \quad (4.2.D.6)$$

Si se desea obtener A entonces h_{i0} y h_o deberá calcularse primero mediante ecuaciones tales como las Ecuaciones (6.1) y (6.2) de "Proceso de Transferencia D. Kern " que son independientes de la magnitud de la superficie pero dependen de su forma, tales como el diámetro y área del flujo del fluido. Con estas U_c se obtiene de la ecuación (4.2.D.1) y U_D se obtiene de U_c usando la ecuación (4.2.D.5). Algunas veces, sin embargo, es deseable estudiar la velocidad a la cual se acumula el lodo o barro sobre una superficie conocida A. U_c permanecerá constante si la incrustación o lodo no altera la velocidad de la masa reduciendo el área de flujo del fluido. U_d y Δt cambiarán a medida que se acumule el lodo, debido a que la temperatura del fluido variará a partir de cuando la superficie está recién instalada y limpia hasta que se obstruya.

Si t se calcula de temperaturas observadas en lugar de las temperatura de proceso, entonces la Ec. (4.2.D.6) puede ser usada para determinar R_d para un período de obstrucción dado. Entonces de la Ec. (4.2.D.5)

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_c} \quad (4.2.D.7)$$

que también puede ser escrita como

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} \quad (4.2.D.8)$$

Cuando R_d (depositado) > R_d (permitido) como sucede después de cierto período de servicio, el aparato no pasará una cantidad de calor igual a los requerimientos del proceso y debe ser limpiado.

En la tabla 12 de apéndice se anotan valores numéricos de factores de obstrucción para cierta variedad de procesos. Los factores de obstrucción tabulados, pretenden proteger el intercambiador de entrega menos calor que el requerido por el proceso por un período de un año a año y medio. De hecho, el propósito de los factores de obstrucción tabulados, deben considerarse desde otro punto de vista. Al diseñar una planta de proceso que contenga varios intercambiadores de calor pero sin equipo alternante o de repuesto, el proceso deberá discontinuarse y el equipo limpiarse tan pronto como el primer intercambiador se obstruya.

Es práctico parar cada vez que alguno de los intercambiadores se obstruyan, usando los factores de obstrucción tabulados, se pueden hacer arreglos, de manera que todos los intercambiadores en el proceso se ensucien al mismo tiempo sin considerar el servicio. En esta fecha todos

pueden desmantelarse y limpiarse durante un solo paro. Los valores tabulados pueden deferir de aquellos encontrados por experiencia en servicios particulares. Si se hace necesario una limpieza demasiado frecuente debe aumentarse R_d en diseños futuros.

Debe esperarse que el equipo de transferencia de calor transferirá más calor que los requerimientos del proceso cuando recién se pone en servicio y que se deteriorará durante la operación, a resultado de los lodos hasta que justamente cumpla con los requerimientos del proceso.

E) CAIDA DE PRESION LADO DE LA CORAZA. La caída de la presión a través de la coraza de un intercambiador es proporcional al número de veces que el fluido cruza el haz entre los deflectores. También es proporcional a la distancia a través del haz cada vez que lo cruza. Usando una modificación de la Ec. de FANING se ha obtenido una correlación usando el producto de la distancia a través del haz, tomando D_s en pies, como el diámetro interior de la coraza y el número de veces que el haz se cruza como $N+1$, donde N es el número de deflectores. Si L es la longitud del tubo en pies.

$$F = \frac{4fG^2L}{2g\rho^2D_2} \quad (\text{Ecuación de Fanning})$$

Número de cruces, $N+1 = \text{longitud del tubo, plg/espaciado de los deflectores, plg} = 12 \times L/B$

$$N + 1 = 12 L/B \quad (4.2.E.1)$$

Si la longitud del tubo es 16'0" y los deflectores se espacian 18 plg habrá 11 cruces o 10 deflectores. Siempre habrá un número impar de cruces si las boquillas de la coraza están en lados opuestos de la misma, y un número par si las dos boquillas están en el mismo lado de la coraza. Con un espaciado de los deflectores estrecho a intervalos convenientes como de 6 plg o menores, se puede omitir un deflector si el número de cruces no es un número entero. El diámetro equivalente usado para calcular la caída de presión es el mismo que para la transferencia de calor, se desprecia la fricción adicional de la coraza. La ecuación isotérmica para la caída de presión para fluidos que se calientan o enfrían y que incluye las pérdidas de entrada y salida es:

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{2g\rho D_e \phi_s} = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \phi_s} \quad (4.2.E.2)$$

donde S es la gravedad específica del fluido. La Ec. (E.2) da la caída de presión en libras por pie cuadrado. La unidad común en ingeniería es libras por pulgadas cuadrada. Para permitir la solución directa de P_s en lb/plg^2 se han graficado en la Fig. 29 factores de fricción dimensionales para el lado de la coraza, pie cuadrado por pulgada cuadrada. Para obtener la caída de presión en unidades consistentes mediante la Ec. (E.1) multiplique f de la Fig. 20 por 144.

F) CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS. La ecuación de Fanning puede usarse para obtener la caída de presión, pero se aplica principalmente a un fluido isotérmico Sieder o Tate han correlacionado los factores de fricción para fluidos que se calientan en tubos. Esas correlaciones graficadas en forma dimensional aparecen en la Fig. 26 y se usan en la ecuación:

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L_n}{5,22 \times 10^{10} D_e s \phi t} \quad (\text{lb/pie}^2) \quad (4.2.E.3)$$

Donde n es le número de pasos, L la longitud del tubo y L_n es la longitud total de la trayectoria en pies, no se dan las desviaciones, pero la curva ha sido aceptada por la "Tubular Exchanger Manufacturers Assiciatuib". Al fluir de un paso al otro, pasando por el carrete y el cabezal flotante, el fluido cambia de dirección bruscamente por 180° , aún cuando el área del flujo en el carrete y la cubierta del cabezal flotante no deberá ser menor que el del flujo combinado de todos los tubos en un solo paso. El cambio de dirección introduce una caída de presión adicional P_T llamado pérdida de regreso y se considera cuatro cabezas de velocidad por paso como pérdida. La cabeza de velocidad $v^2/2g'$ ha sido graficada en la Fig. 27 contra la masa velocidad para un fluido con gravedad específica de 1 y la pérdida de regreso para cualquier fluido será:

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g'} \quad (\text{lb/plg}^2) \quad (4.2.E.4)$$

donde V = velocidad (pie/seg)

S = gravedad específica

g' = aceleración de la gravedad, pie/seg^2

La caída de presión total del lado de los tubos P_T será

$$P_T = P_t + P_r \quad \text{lb/plg}^2 \quad (4.2.E.5)$$

ANÁLISIS DEL RENDIMIENTO DE UN INTERCAMBIADOR.- Cuando todas las ecuaciones pertinentes se usan para calcular la adaptibilidad de un inter-

cambiador existente para ciertas condiciones de proceso, esta investigación se llama Apreciación de un intercambiador. Hay tres puntos de significación en la apreciación de la adaptabilidad de un intercambiador existente para un nuevo uso.

- 1.- ¿Qué coeficiente U_c puede "lograrse" por los dos flúidos como resultado de su flujo y sus coeficientes de película individuales h_{io} h_o ?
- 2.- Del balance del calor $Q - WC(T_1 - T_2) = Wc (t_2 - t_1)$ del área conocida A , y de la diferencia verdadera de temperaturas para las temperaturas de proceso se obtiene un valor de diseño o coeficiente de obstrucción U_D U_c debe exceder a U_D suficientemente de manera que el factor de obstrucción, que es una medida del exceso de superficie, permita la operación del intercambiador por un período de servicio razonable.
- 3.- La caída de presión permitida para las dos corrientes no debe excederse. Cuando estas condiciones han sido alcanzadas, el intercambiador, en existencia es apropiado para condiciones de proceso, para las que ha sido apreciado. Al iniciar los cálculos el primer punto a atacarse es de terminar si el flujo caliente o frío deberá pasar por la coraza. No hay una regla rápida para ésto.

Una corriente puede ser grande y la otra pequeña, el espaciado de los deflectores puede ser tal que en cierta vez el área del flujo del lado de la coraza A_s sea grande. Afortunadamente cualquier selección se puede corroborar intercambiando las dos corrientes y viendo que arreglos de los mayores valores de U_c sin exceder la caída de presión permitida. Particularmente y en preparación para métodos posteriores hay alguna ventaja, sin embargo, de empezar los cálculos por el lado de los tubos y será conveniente establecer ese hábito. Los pasos detallados para apreciar un intercambiador se bosquejan enseguida. Los suscritos y t se usan para distinguir entre coraza y tubos, y para este bosquejo se supone que el flujo caliente está en la coraza. Colocando como siempre el flujo caliente a la izquierda, se retiene el método común de computar la MLDT.

G. - DEFLECTORES O CHICANAS

A fin de incrementar el área de la superficie efectiva de transferencia de calor por unidad de volumen, la mayoría de los cambiadores de calor de tipo comercial proporcionan más de un paso a través de los tubos; el fluido que corre fuera de los tubos de la sección anular es regresado una y otra vez por medio de desviadores a mamparas. La fig. 4.2.G.2, representa la sección transversal de un cambiador de calor con tubos de dos pasos y región anular de un paso, con desviadores transversales. Estos últimos son del tipo segmentado. En la fig. 4.2.G.1 se muestran éste y otros modelos típicos de desviadores. En un intercambiador con desviadores, el esquema de flujo sobre el lado de coraza es complejo. Como lo indican las flechas, parte del tiempo el flujo es perpendicular al tubo, y parte del tiempo es paralelo a él.

El cambiador de calor ilustrado en la fig. 4.2.G.2. tiene placas de tubos o espejos fijos en los extremos y los tu-

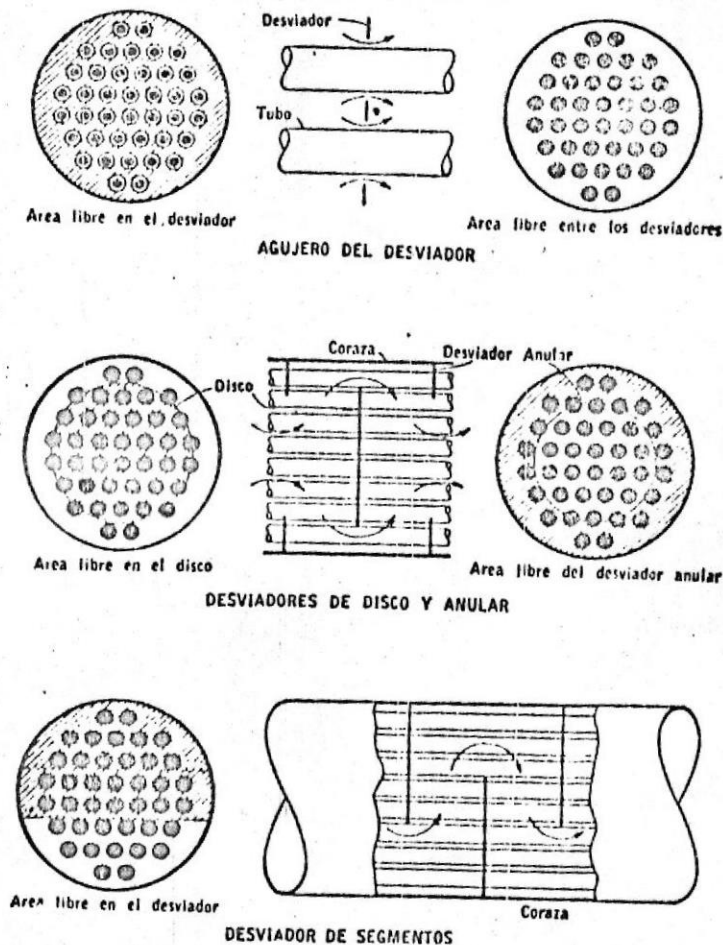


FIGURA 4.2.G.1. Tres tipos de desviadores que se usan en cambiadores de calor de coraza y tubo. (Según C. B. Cramer, *Heat Transfer*, 2ª ed. International Textbook Company, Scranton, Pa.)

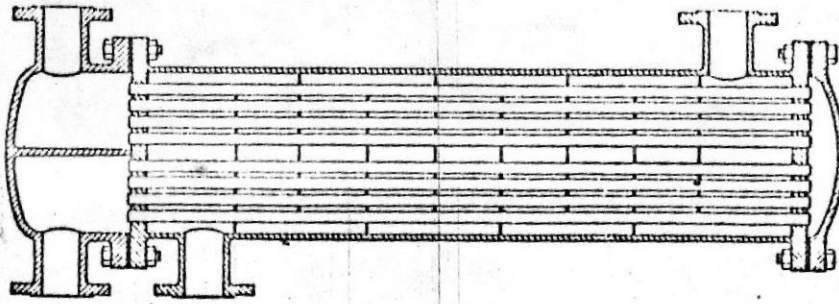
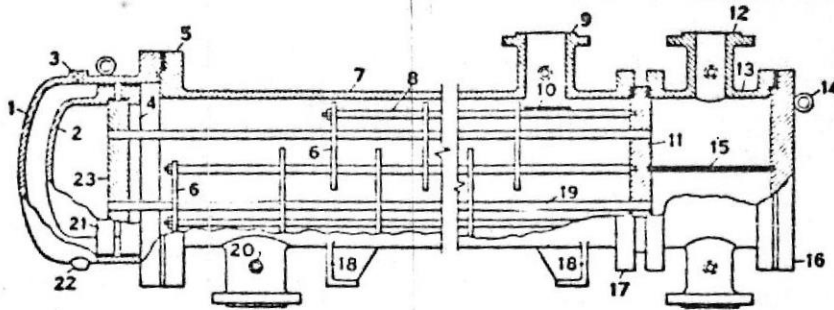


FIGURA 4.2.G.2: Cambiador de calor de coraza-tubo, con desviadores de segmentos: dos pasos de tubo y un paso en la región anular.



- | | | |
|--|---------------------------|--|
| 1. Tapa de la coraza | miento y espaciadores | extremos rebordeados |
| 2. Cabeza flotante | 9. Boquilla de la coraza | 18. Caballetes de apoyo |
| 3. Conexión de salida | 10. Desviador por chucque | 19. Tubo de transferencia de calor |
| 4. Emplazamiento del dispositivo de la cabeza flotante | 11. Placa fija de tubos | 20. Conexión de prueba |
| 5. Tapa de la coraza con extremos rebordeados | 12. Boquilla del canal | 21. Cabeza flotante con extremos rebordeados |
| 6. Desviadores transversales o placas de soporte | 13. Canal | 22. Conexión de desagüe |
| 7. Coraza | 14. Anillo de suspensión | 23. Placa de tubos flotante |
| 8. Barras de acoplamiento | 15. División del paso | |
| | 16. Tapa del canal | |
| | 17. Canal anular con | |

FIGURA 4.2.G.3: Cambiador de calor coraza-tubo con cabeza flotante. (Cortesía de la Tubular Exchange Manufacturer's Association.)

bos están soldados o engargolados dentro de las placas. Este tipo de construcción tiene un costo inicial mínimo, pero solo puede usarse para pequeñas diferencias de temperatura entre el fluido caliente y el frío, por no contar con ninguna previsión para impedir los esfuerzos térmicos debidos a la diferencia de expansión entre los tubos y la coraza. Otra desventaja es que el haz de tubos no puede desmontarse para su limpieza. Estas desventajas pueden superarse modificando el diseño básico, como se muestra en la fig. 4.2.G.3. En esta disposición, una placa de tubos está fija pero la otra está atornillada a la tapa de la cabeza flotante, lo cual permite haz de tubos desplazarse con respecto a la coraza. La placa flotante de tubos está sujeta entre la cabeza flotante y una pestaña, de modo que es posible retirar el haz de tubos para limpiarlos. El cambiador de calor que aparece en la fig. 4.2.G.3 tiene un paso en la región anular y dos pasos de tubos.

H) ELEMENTOS PARA EL CALCULO DEL CONDENSADOR.-

Al efectuarse a una temperatura constante T_v la condensación de un vapor puro, la contracorriente pura o el movimiento a corrientes paralelas conducen a la misma diferencia de temperatura que es la MLDT; cualquiera que sea el número de pasos por el lado de los tubos, no es necesario por lo tanto introducir el coeficiente de corrección F y se escribirá para el conjunto del aparato:

$$Q = U_s A (MLDT) \quad (4.2.H.1)$$

Si se llama h_i el coeficiente de película interna relativo al fluido refrigerante, la expresión del coeficiente global de transmisión sucio U_s será:

$$\frac{1}{U_s} = \frac{1}{h_i} \frac{d_o}{d_i} + \frac{e_t}{k_t} + \frac{1}{\bar{h}_c} + R_s \quad (4.2.H.2)$$

designado por:

- e_t/k_t : la resistencia debida al tubo
(no despreciable si el fluido refrigerante es agua)
- \bar{h}_c : el coeficiente de película en la condensación.
- R_s : Suma de las resistencias de ensuciamiento interior y exterior.

Las temperaturas calóricas son las siguientes:

$$\text{Fluido frío} = t_e = 0,5 (t_1 + t_2)$$

$$\text{Vapor} : t_2 = t_v$$

La temperatura de la pared del tubo es:

$$t_e = T_v \frac{h_{i0}}{h_{i0} + h_c} (T_v - t_a) \quad (4.2.H.3)$$

y la temperatura de película t_f a la que se calcula K_f, μ_f, ρ_f es igual a:

$$t_f = \frac{T_v + t_w}{2} \quad (4.2.H.4)$$

La pérdida de carga en la carcasa se estima tomando la mitad del valor calculado para el caudal total de vapor a las condiciones de entrada. Por lo tanto, se utilizará la fórmula (4.2.C.2).

El coeficiente de fricción se lee en la Fig. A.9 apéndice en función del número de Reynolds. $R_e = \frac{D_e G_s}{\mu}$ que caracteriza el movimiento del vapor.

En resumen se presenta a continuación el cuadro del cálculo de un condensador en el caso de que el fluido refrigerante sea agua.

I) METODO DE CALCULO DEL CONDENSADOR.-

Vapor puro-agua trabajando entre T_1 y T_2

(1) BALANCE TERMICO: $Q = m_{vp} \Lambda$

(2) (MLDT) ΔT BALANCEADO

(3) T_c y t_e y características del agua a T_c : $\rho_c, k_a, \mu - c_i$

(IV) ELECCION DEL APARATO

Los condensadores son siempre aparatos con carcasa y haz tubular contruidos de la misma manera que los intercambiadores, de modo que todas las características geométricas de estos últimos permanecen válidas. Son todos del tipo cabeza flotante, como el fluido frio, a menudo, es el agua de mar, se utilizan tubos admiralty 3/4", 16 BWG, y 16 ft. de largo", ya sea con paso triangular de 15/16" o de paso cuadrado de 1". Generalmente, los condensadores son dispuestos horizontalmente: en esta caso, los segmentos libres de los deflectores están colocados verticalmente para permitir evacuar el condensado. Si se desea enfriar este condensado muy por debajo de su temperatura de burbuja, es necesario prever deflector interno que mantenga un cierto nivel del líquido en el aparato, o un sistema de sifón adaptado a la brida de evacuación Fig. (diseño), etc.



DISEÑO Y CALCULO DEL CONDENSADOR SUBENFRIADOR

DATOS:

$P_2 = 14.73$ (Presión normalizada manométrica a la que se abre la válvula de seguridad por efecto de la presión interna)

NORMA RECOMENDADA POR EL API

$\dot{m} = 9$ lb/seg (caudal de la válvula) \rightarrow 2 válvulas con $\dot{m} = 4,5$ lb/seg c/u

DATOS CONCERNIENTES A LOS VAPORES DE GASOLINA

$T_v = 95^\circ F$ (temperatura máxima promedio del espacio de vapor) = $35^\circ C$

Tomando como base la "pérdida por respiraciones grandes" cuyo porcentaje es 0,219% calculado experimentalmente y multiplicando por la capacidad máxima almacenada en el tanque # 8 de la refinería ANGLO ECUADORIAN OILD FIELDS de La Libertad, para ubicarnos en un caso real, pues to que los tanques que sirvieron para el estudio experimental ya no existen; entonces:

DATOS DEL TANQUE

CAPACIDAD NOMINAL:	30.000	BBLs
CAPACIDAD MAXIMA:	27.900	BBLs
COEFICIENTE DE USO:	0,93	
PRODUCTO :	GASOLINA ESPECIAL	
PERDIDA POR RESPIRACION GRANDE:	27900 x 0,00219	
	61,101	BBL 2567
	GALONES.	

Hemos escogido este tanque por tener un coeficiente de uso igual al recomendado por las NORMAS TECNICAS para el efecto

$T = 87,8^\circ F$ ($31^\circ C$) (Temperatura máxima promedio de la superficie del líquido)

(Tensión de vapor a la temperatura de la superficie del líquido)

$P'_v = 15.5$ psia (Presión del vapor del N. pentano a $100^\circ F$ Normalizado)
Tabla # B.12 (Apéndice)

$P_v = 14.26$ psia (0,97 ctm) (Presión de vapor corregido a $95^\circ F$)
Tabla # B.4 (Apéndice).

C A L C U L O S

Refiriéndonos al diagrama 3.3.1 de la Pág. 53 y con los datos consignados en la misma, podemos calcular el calor total que necesitamos observar al n-pentano, para condensarlo y subenfriarlo, mediante la siguiente relación:

$$Q_T = q_e + q_s \quad (4.R.G.1)$$

donde $q_e = m_{vp} \Delta$ Ec. (3.3.25)

siendo, m_{vp} : masa del vapor de n-pentano, que se obtiene como sigue:

De la tabla **B.2**, la densidad del n-pentano es 5,26 lb/gal

$$m_{vp} = 2567 \text{ gal expelidos} \times 5,26 \text{ lb/gal}$$

$$m_{vp} = 13502 \text{ lb.}$$

Si llamamos "t" al tiempo que permanece abierta la válvula de respiración, y teniendo 2 válvulas, cada una con un caudal de diseño $m_d = 4,5 \text{ lb/seg}$. Es decir un caudal total de 9 lb/seg, entonces:

$$t = \frac{\dot{m}_{vp}}{\dot{m}_D} = \frac{13502 \text{ lb/seg}}{9 \text{ lb/seg}}$$

$$t = 1500 \text{ seg.}$$

$$t = 25 \text{ min}$$

Entonces:

$$\dot{m}_{vp} = \frac{13502 \text{ lb}}{25 \text{ min}} \times \frac{60 \text{ min}}{H_r}$$

$$\dot{m}_{vp} = 32404,8 \frac{\text{lb}}{H_r}$$

$$Y q_c^\circ = \left(32404,8 \frac{\text{lb}}{H_r} \right) \left(154,35 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right)$$

$$q_c^\circ = 5'001680,8 \frac{\text{BTU}}{H_r}$$

Si por fines de seguridad subenfriamos el condensado de 95°F a 90°F

$$q_s^\circ = m_{vc} C V T \quad \text{Ec. (3.3.26)}$$

Siendo este el calor sensible necesario extraer para disminuir la temperatura del pentano en 5°F -- con $C_p = 0,55 \frac{\text{BTU}}{15^{\circ}\text{F}}$

Fig. 1.51

$$g_s^{\circ} = 32404.8 \frac{\text{lb}}{\text{H}_r}, \quad 0,55 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^{\circ}\text{F}} \quad (95-90)^{\circ}\text{F}$$

$$g_s^{\circ} = 89113,2 \frac{\text{BTU}}{\text{H}_r}$$

El calor total absorbido será:

$$Q_T^{\circ} = g_C^{\circ} + g_S^{\circ} \quad \text{Ec.} \quad (4.2.6.1)$$

$$Q_T^{\circ} = 5'0011680.8 + 89113,2$$

$$Q_T^{\circ} = 5'090.794 \frac{\text{BTU}}{\text{H}_r}$$

Utilizando para el proceso de condensación y subenfriamiento, agua de pozo, o almacenado en una cisterna, considerando en el peor de los casos que se encuentra a 77°F (25°C) y que saldrá a una temperatura máxima de 86°F (30°C)

$$Q_a^{\circ} = Q_r^{\circ} = \dot{m}_a C_p \Delta T$$

$$\dot{m}_a = \frac{Q_T^{\circ}}{C_p \Delta T}$$

$$\dot{m}_a = \frac{5'090794 \frac{\text{BTU}}{\text{H}_r}}{\left(1 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm}^{\circ}\text{F}}\right) (86-77)^{\circ}\text{F}}$$

$$\dot{m}_a = 565643,77 \frac{\text{lb}_m}{\text{H}_r}$$

Cantidad que habíamos obtenido en el balance teórico de energía anterior.

Durante la condensación:

$$\Delta t_{\text{agua}} = \frac{g_C^{\circ}}{\dot{m}_a C_p} = \frac{5'0011680.8 \frac{\text{BTU}}{\text{H}_r}}{\left(1 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm}^{\circ}\text{F}}\right) (565643,8 \frac{\text{lb}_m}{\text{H}_r})}$$

$$\Delta t_{\text{agua}} = 8.8^{\circ}\text{F}$$

2° Δt BALANCEADO

Utilizando FLUJO A CONTRACORRIENTE puesto que en flujo paralelo la menor temperatura teórica alcanzable por el flujo caliente es la temperatura de salida del flujo frio (t₂) si esta fuese alcanzada el MILDT = 0 y en la ecuación de FOURIER Q = UAΔT, puesto que Q y U son finitas las superficies de transferencia de calor A debería ser infinita y esto es obviamente imposible.

CONDENSADOR Δt_c

FLUID CAL		FLUID FRIO	DIF
95	Alta temp.	86	9
95	baja temp.	77.2	17.8
0	Dif.	8.8	8.8

SUBENFRIADOR Δt_s

FLUID CAL		FLUID. Frio	DIF.
95	Alta temp.	77.2	17.8
90	baja temp.	77	13
5	Difusiva.	0.2	4.8

$$\Delta t_c = MLDT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} \quad \Delta t_s = MLOT = IDEM$$

$$\Delta t_c = 12.9^\circ F \quad \Delta t_s = 15.3$$

Condensación Δt_c = 10.1°F → $\frac{Q_c^\circ}{(\Delta t_c)} = \frac{5'001680.8}{12.9} = 387727.1$

Subenfriamiento Δt_s = 15.3°F → $\frac{Q_s^\circ}{(\Delta t_s)_s} = \frac{89113.2}{15.3} = \frac{5824.4}{393551.5}$

$$\Delta t = \frac{Q_T}{\sum \frac{Q^\circ}{\Delta t}} = \frac{5'090794}{393551.5}$$

Δt = 12.95°F
Balanceado

3' = T_c y t_c → Los valores promedios serán satisfactorios

(II) Para estas condiciones hemos seleccionado el siguiente aparato:

CORAZA

$D_1 = 35$ -plg
 Espaciado de los deflectores = 18 -plg
 Pasos = 1

TUBOS

Número y longitud = 780, 16'
 DE, BWG, Paso = 3/4 -plg, 16 BWG,
 1 -plg en cuadro
 Pasos = 4

El cálculo de este condensador no satisface los requerimientos necesarios como se muestra en C_1 del cuadro # 4.2.1.. Los datos obtenidos sin embargo nos sirven para hacer la siguiente revisión:

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_D \quad \text{Ec. (4.2.D.5)}$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{199,3} + 0,003$$

$U_D \approx 125$

$$A = \frac{Q}{U_D D t_{SAC}} = \frac{5090794}{(125)(12,95)} = 3.145 \text{ pie}^2$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{3145}{(16)(0,1963)} = 100,1$$

En la tabla B.6 (APENDICE) vemos que el número de tubos mas aproximado es 982 y las especificaciones corresponden al siguiente aparato, con el cual recalculamos:

CORAZA

$D_1 = 39$ -plg
 Espaciado de los deflectores = 18 -plg
 Pasos = 1

TUBOS

Número y longitud = 982, 16'
 DE, BWG, Paso = 3/4 -plg, 16 BWG,
 1 -plg en cuadro
 Pasos = 4

Suponiendo que la coraza se inunde a una altura de: $0,3 D_s \Rightarrow C_1 = 0,198$ (Recomendado por D. Keen pag 350)
 $A'_s = C_1 D_s^2 = (0,198)(39) = 301,16 \text{ plg}^2$

$$\text{Número de tubos sumergidos} = 982 \left(\frac{304,16}{\frac{\pi}{4} \times 39^2} \right) \approx 248$$

$$N_t = \# \text{ de tubos para la condensación} = 982 - 248 = 734$$

$$\text{Superficie inundada} = \left(\frac{248}{982} \right) 100 \approx 25\%$$

Fluido Caliente:
CORAZA, PENTANOS

(4) Condensación

$$D_o = \frac{3}{4} = \frac{0,75}{12} = 0,0625 \text{ pies}$$

$$G_H = \frac{M_{VP}}{L N_t^{1/2}} = \frac{32404,8}{(16)(734)^{1/2}}$$

$$G_H = 24,89 \text{ lb/Hr. pie lineal}$$

Temperatura promedio del vapor condensante

$$T_v = 95^\circ \text{F}$$

$$T_w = t_a + \frac{h_o}{h_i + h_o} (T_v - t_a)$$

$$t_a = \frac{77 + 86}{2} = 81,5^\circ \text{F}$$

$$\text{Supongamos } \bar{h} = h_o = 250$$

Fluido Frío:
TUBOS = AGUA

$$(4) A_t' = 0,302 \text{ plg}^2 \text{ (Tabla B.7)}$$

$$A_t = \frac{N_t A_t'}{144 \pi}$$

$$A_t = \frac{982 (0,302)}{144 (4)}$$

$$A_t = 0,515 \text{ pie}^2$$

$$(5) G_t = \frac{\dot{M}_a}{A_t}$$

$$G_t = \frac{565643,77 \frac{\text{lbs}}{\text{Hr}}}{0,515 \text{ pie}^2}$$

$$G_t = 1'098'337,4 \frac{\text{lbs}}{\text{Hr. pie}^2}$$

velocidad

$$U = G_t / 3600 \text{ f}$$

$$U = \frac{1'098.337,4}{3600 (62,5)}$$

$$U = 4,88 \text{ pies/seg}$$

De la fig A.10

$$(9) h_i = 1080$$

$$T_w = 81,5 + \frac{250}{892,8 + 250} (95 - 81,5)$$

$$T_w = 84,5^\circ \text{F}$$

$$t_f = \frac{T_v + T_w}{2}$$

$$t_f = \frac{95 + 84,5}{2}$$

$$t_f = 89,8^\circ \text{F}$$

$$K_f = 0,078 \text{ BTU/H} \cdot \text{pie}^2 (\text{°F/pie})$$

líquido (fig 3.2.11)

$$S_f = 0,615 (92^\circ \text{AP}) (\text{fig. A.1})$$

$$M_f = 0,21 \rho \times 2,42 = 0,5$$

$$h_{io} = \frac{h_i (D_i)}{D_o}$$

$$D_i = 0,62 \text{ (Tabla. B.7)}$$

$$h_{io} = \frac{(1080)(0,62)}{0,75}$$

$$h_{io} = 892,8$$

Utilizando la ecuación (4.2.12) ARREGADA

$$\bar{h} \left(\frac{M_f^2}{K_f \rho_f^2 g} \right)^{1/3} = 1,5 \left(\frac{464}{M_f} \right)^{1/3}$$

$$\bar{h} = \frac{1,5}{\left(\frac{464}{M_f} \frac{M_f^2}{K_f^3 \rho_f^2 g} \right)^{1/3}} = \frac{1,5}{\left(\frac{464 M_f}{K_f^3 \rho_f^2 g} \right)^{1/3}}$$

$$\text{Siendo } \rho_f = 62,5 \times 0,615 = 38,4375$$

$$g = 417,312 \times 10^6 \frac{\text{pie}}{\text{hr}^2}$$

$$\bar{h} = \frac{1,5}{\left[\frac{4(27,89)(0,5)}{(0,078^3)(38,4375)^2(417,312 \times 10^6)} \right]^{1/3}}$$

$$\bar{h} = \frac{1.5}{(0,1701374 \times 15^4)^{1/3}} = \frac{1.5}{0,554113 \times 10^{-2}}$$

$$\bar{h} = 2,707 \times 10^2$$

$$\boxed{\bar{h}_o \approx 270,7}$$

Recalculando con este valor vs el supuesto de 250 no se obtiene ninguna diferencia apreciable por cjm.

$$T_w = 81,5 + \frac{270,7}{892,8 + 270,7} (95 - 81,5) = 81,5 + \frac{3645}{1162,8}$$

$$T_w = 84,6^\circ F$$

$$t_f = \frac{95 + 84,6}{2}$$

$$\underline{t_f = 89,8^\circ F}$$

Encontramos el mismo valor de temperatura de película anterior lo cual nos dice que este es el valor exacto de \bar{h}_o

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{(892,8)(270,7)}{892,8 + 270,7} = \frac{241680,96}{1163,5}$$

$$\boxed{U_c = 207,72}$$

Superficie limpia requerida para la condensación

$$A_e = \frac{q_e}{U_c (\Delta t)_e} = \frac{5'001680,8}{(207,72)(12,9)}$$

$$\boxed{A_e = 1866,6 \text{ pie}^2}$$

(4') Subenfriamiento. - Este se realiza por convección libre

$$A_s = \frac{0,7 D_i \times C' B}{144 P_f} \quad (D. \text{KERN})$$

Espaciamos los deflectores 18 plg Por tanto:

$$B = 18 \text{ plg}$$

Además, como anotamos antes, el haz está inundado

$$0,3 D_s$$

$$\text{y } P_f = 1 \text{ plg}$$

$$A_s = \frac{0,7(39)(0,25)(18)}{144 \times 1}$$

$$A_s = 0,853 \text{ pie}^2$$

$$G_s = \frac{m_{VP}}{A_s}$$

$$G_s = \frac{32404,8}{0,853}$$

$$G_s = 37989,2$$

$$\text{Con } t_a = \frac{95 + 90}{2} = 92,5^\circ F$$

$$\mu = 0,21 \times 2,42 = 0,5082 \text{ lb/pie Hr}$$

$$d_e = \frac{4(R - \pi d_o/4)}{\pi d_o} \text{ [plg]}$$

$$d_e = \frac{4(1 - 3,14 \times 0,75/4)}{3,14 \times 0,75}$$

$$d_e = \frac{0,95}{12} = 0,0792 \text{ pie}$$

$$R_{es} = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

$$(6) a \quad t_a = \frac{77 + 86}{2} = 81,5$$

$$\mu = 0,88 \times 2,42 = 2,1296$$

(fig A.2)

$$D_i = \frac{0,62}{12} = 0,0517 \text{ pie}$$

$$R_{et} = \frac{D_i G_t}{\mu}$$

$$R_{et} = \frac{(0,0517)(11098337,4)}{2,1296}$$

$$R_{et} = 26,664,2$$

(solo para caída de presión)

$$U_s = 57.1$$

$$U_s = \frac{892,8 + 61}{(892,8)(61)} = \frac{953,8}{54460,8}$$

Coeficiente total limpio para el Subenfriamiento $U_s = \frac{h_{ic} h_o}{h_{ic} + h_o}$

$$h_o = 61$$

$$h_o = (4) \left(\frac{0,0765}{0,0792} \right) (1,54)$$

$$(9) h_o = JH \frac{D_c}{F} (C_u/k)^{1/3}$$

$$(C_u/k)^{1/3} = 1,54$$

$$M = 0,5082 \text{ (fig A.2)}$$

$$C_p = 0,55 \text{ (fig 3.2.5)}$$

$$K = 0,0765 \text{ (fig 3.2.11)}$$

$$(8) a_{T_a} = 92,5^\circ F$$

$$D_c \text{ la fig A.8}$$

$$(7) JH = 41$$

$$R_{es} = 5920,4$$

$$R_{es} = \frac{0,5082}{(0,0792)(37989,2)}$$

$$(9) h_{ic} = 892,8$$

Superficie limpia requerida para el Subenfriamiento

$$A_s = \frac{Q_s}{U_s (\Delta t)_s}$$

$$A_s = \frac{89,113,2}{(57,1)(15,3)}$$

$$A_s = 102 \text{ pie}^2$$

Superficie total limpia requerida

$$A_G = A_c + A_s$$

$$A_G = 1866,6 + 102$$

$$A_G = 1968,6 \text{ pie}^2$$

(13) Coeficiente total limpio balanceado

$$U_G = \frac{\sum UA}{\sum A_c} = \frac{(207,72)(1866,6) + (57,1)(102)}{1968,6}$$

$$= \frac{387.730,2 + 5824,2}{1968,6}$$

$$U_G = 200$$

(14) Coeficiente total de diseño

$$U_D = \frac{Q_T}{A \Delta t \text{ balanceado}}$$

Diendo

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$a'' = 0,1963 \text{ pie}^2 \text{ pie lineal (Tabla B.7)}$$

Entonces

$$A = 982 \times 16 \times 0,1963$$

$$A = 3084,3 \text{ pie}^2$$

$$y \quad U_b = \frac{5'090'794}{(3084,3)(12,95)}$$

$$U_b = 127$$

Factor de Obstrucción

$$R_D = \frac{U_g - U_b}{U_g U_b}$$

$$R_D = \frac{200 - 127}{(200)(127)} = \frac{73}{25400}$$

$$R_D = 0,0029$$

El mismo que es muy aceptable con relación al factor recomendado por la tabla B.9 (APEND.) y por la práctica industrial para estos casos

$$R_D = 0,03$$

191 XIII

Caida de Presión

$a T_v = 92,5^\circ F$

$M = 0,0062 \times 242 = 0,015$ (fig. A.3)

$Res = \frac{D_e G_s}{M} = \frac{0,0792 (37989,2)}{0,015}$

$Res = 200583$

Con este valor de la figura A.9

$f = 0,0012$

Número de cruces

$N + 1 = 12 \frac{L}{B} = 12 \left(\frac{16}{18} \right)$

$N + 1 = 11$

$D_s = \frac{39}{12} = 3,25$ pies

$\Delta P_s = \frac{\frac{1}{2} f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} D_e s}$

Donde G_{eso} molecular
 η , Pentano = 72,146
 Tabla B.2

$S = \frac{P}{62,5}$

$P_{vapor} = \frac{72,146}{359 \left(\frac{555}{492} \right) \left(\frac{14,7}{14,22} \right)}$

$P_{vapor} = 0,142334$

$S = \frac{0,142334}{62,5}$

$S = 0,0022757$

$\Delta P_s = \frac{0,5 (0,0012) (37989,2)^2 (3,25) (11)}{(5,22 \times 10^{10}) (0,0792) (0,0022757)}$

$\Delta P_s = 2,715$

(1) Para $Re_t = 26.664,2$
 (de la fig. A.7)

$f = 0,00021$ pie/plg²

(2) $\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L \eta}{5,22 \times 10^{10} D_i s \phi_t}$

con $\phi_t = 1$

$\Delta P_t = \frac{(0,00021) (1098337,4)^2 (16) (4)}{(5,22 \times 10^{10}) (0,0514) (1) (1)}$

$\Delta P_t = 6$ lb/plg²

(3) $\Delta P_r = (4 \eta / s) (V^2 / 2g')$

$\Delta P_r = \frac{(4) (4) (4,88)^2 (62,5)}{1 (2) (32,2) (144)}$

$\Delta P_r = 2,57$

(4) $\Delta P_T = 4 P_t + \Delta P_r$

$\Delta P_T = 6 + 2,57$

$\Delta P_T = 8,57$

Sumario # 1

$\frac{270,7}{61}$	$h_{interior}$	892,8
U_c	200	
U_o	127	
R_d calculado	0,0029	
R_d requerido	0,003	
2,715	ΔP calculado	8,57
2	ΔP Permitido	10

Las condiciones teóricas de operación de este condensador, - subenfriador son muy buenas sin embargo ayudados por este sumario, vamos a tratar de llegar a un óptimo.

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{200} + 0,003$$

$$U_o = 125$$

$$A = \frac{Q}{U_o \Delta t_{ex}} = \frac{5090794}{(125)(12,95)}$$

$$A = 3145$$

$$N_t = \frac{A}{L x a''} = \frac{3,145}{(16)(0,1963)}$$

$$N_t = 1001$$

El número de tubos calculados se encuentra exactamente en la mitad de las 2 especificaciones posibles para condensadores presentados en la Tabla B.6 del Apéndice, una de ellas hemos utilizado para el cálculo anterior, y la otra presenta las siguientes características:

CONDENSADOR	TUBOS
Coraza Di= 39 plg.	Número y longitud= 1024,16' DE, BWG, Paso 3/4 plg, 16 BWG, 1 plg en cuadro
Paso= 1	Pasos= 2

El cálculo de este condensador C_5 con sus respectivas variables lo presentamos en el cuadro # 4.2.1 y vemos que si bien al disminuir el número de pasos en los tubos disminuye muchísimo la caída de presión en los tubos, por otro lado, el factor obstrucción disminuye también notablemente, alejándose del mínimo requerido e inutilizando consecuentemente este aparato.

Nuestro problema entonces consiste en disminuir la caída de presión (del vapor) en la coraza, para lo cual variamos el espaciado de los deflectores de $B= 18$ plg. a $B= 21$ plg. con lo cual obtendremos el resultado deseado, como se puede apreciar en el sumario # 2 o en el C_3 del cuadro # 4.2.1.

No obstante, con el ánimo de elevar el factor de obstrucción a pesar de haber conseguido uno muy aceptable, variaremos posteriormente el rango de temperaturas del fluido frío para elevar el Δt balanceado. En efecto observando el C_4 del cuadro # 4.2.1 nos daremos cuenta que el factor de obstrucción ha mejorado en tanto que la caída de presión en los tubos sobre pasa el límite permisible.

Nos resta decidimos por uno de los 2 más probables, C_3 y C_4 . A nuestro criterio y por todo lo anotado, escogemos el

$$(4') \quad A_s = \frac{0,7 (39) (0,25) (21)}{144 \times 1}$$

$$A_s = 0,9953 \text{ pie}^2$$

$$G_s = \frac{32,404,8}{0,9953}$$

$$(5') \quad G_s = 32557,8$$

$$Re_s = \frac{D_c G_s}{\mu}$$

$$Re_s = \frac{0,0792 (32557,8)}{0,5082}$$

$$Re_s = 5074$$

$$(7') \quad J_H = 38$$

$$(9) \quad h_o = J_H \frac{k}{D_c} (c_u/k)^{1/3}$$

$$h_o = 38 \left(\frac{0,0765}{0,0792} \right) (1,54)$$

$$\underline{h_o = 57}$$

Coefficiente total limpio para el subenfriamiento

$$U_s = \frac{(892,8)(57)}{(892,8) + 57} = \frac{50889,6}{949,8}$$

$U_s = 54$

Superficie limpia requerida para el subenfriamiento

$$A_s = \frac{\dot{Q}_s}{U_s (\Delta t)_s}$$

$$A_s = 107,8 \text{ pie}^2$$

Superficie total limpia requerida

$$A_d = 1866,6 + 107,8$$

$$A_d = 1974 \text{ pie}^2$$

(13) Coeficiente total limpio balanceado

$$U_c = \frac{\sum UA}{A_d} = \frac{(54)(107,8) + (207,72)(1866,6)}{1974}$$

$$= \frac{5821,2 + 387730,15}{1974}$$

$$U_c = 199,4$$

$$R_D = \frac{199,4 - 127}{(199,4)(127)}$$

$$R_D = 0,0029$$

XVIII

Caída de Presión

$$Re_s \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{0,0792 (32557,8)}{0,015}$$

$Re_s = 171905,2$ con este valor en la fig A.9

$$f = 0,00125$$

Número de Cruces.

$$N + 1 = 12 \frac{L}{B} = 12 \left(\frac{16}{21} \right)$$

$$N + 1 = 9$$

$$\Delta P_s = \frac{0,5 (0,00125) (32557,8)^2 (3,25) (9)}{(5,22 \times 10^{10}) (0,0792) (0,002757)}$$

$$\Delta P_s = 1,6995$$

$\Delta P_s = 1,7$

$270,7/57$	h interior	892,8
U_G	199,4	
U_0	127,	
R_d calculado 0,0029		
R_d requerido 0,003		
1,7	ΔP calculado	8,57
2	ΔP Permitido	10

OBSERVACIONES: Las condiciones actuales son satisfactorias
 El condensador - subenfriador horizontal
 deberá equiparse con un sello cespil o de-
 flectores de represa.

continuación vamos a presentar un cuadro en el que resumimos una serie de cálculos realizados variando diversas características tales como: Número de tubos, diámetro de la carcasa, temperatura, distancia de separación de los deflectores (paso), etc, etc.

A los condensadores los llamaremos

$$C_1, C_2, C_3, C_4, C_5$$

Cuadro # 4.2.1

	C_1	C_2	C_3	C_4	C_5
Δt Balanceado (°F)..... Δt_a	12.95 86	12.95 86	12.95 86	13.48 85	13.48 85
Número de Carcasas..... N_c	1	1	1	1	1
Número de pases por los tubos..... N_2	4	4	4	4	2
Diámetro de la carcasa (pulg.)..... d_s	35	39	39	39	39
Número de tubos..... N_t	950	982	982	982	1024
Paso de los Deflectores (pulg.)..... B	18	18	21	21	21
Coeficiente de película interna..... h_{i0}	945	892.8	892.8	1000	570.4
Coeficiente total líquido..... U_c	199.3	200	199.4	203.8	136
Coeficiente total vapor (diseño)..... U_0	166	127	127	122.4	117
Factor de Obstrucción (empacamiento)..... R_0	0.001	0.0029	0.0029	0.0033	0.0012
Pérdida de presión por la carcasa (pulg.)..... ΔP_c	4.13	2.715	1.7	1.7	1.7
Pérdida de presión por los tubos (agua)..... ΔP_t	13.5	8.57	8.57	10.5	1.5
Velocidad de agua pie/seg..... V	6.23	4.88	4.88	5.5	2.78

CALCULO Y SELECCION DE LAS BOMBAS

En nuestro recuperador utilizaremos dos bombas de diferentes características. La una para alimentación del agua al condensador y la otra para el retorno y almacenamiento del condensado.

1º El caudal de la bomba de agua es: $Q = 1.132$ Gals/min

$$\text{De la fórmula: } Hp = \frac{Q \times h \times Sp. Gr}{3960 \times e}$$

$$\text{Donde: } h = \frac{P \times 2,31}{Sp Gr}$$

siendo h: Cabezal total en pies

p= caída de presión

Habiendo asumido una caída de presión permisible de 10 psi

$$h = \frac{10 (2,31)}{1} = 23,1$$

$$Hp = \frac{(1132) (23,1) (1)}{(3960) (0,8)}$$

$$Hp = 8,3$$

Dado que necesitamos una bomba de gran caudal escogemos una bomba centrífuga de una sola etapa; será suficiente seleccionar una unidad completa motor-transmisión-bomba "UNIVERSAL" modelo 10 FL6-T cuyo precio presentamos en el capítulo V.

2º El caudal de la bomba de retorno del condensado es= 163 gall/min será suficiente una bomba equipada con un motor de $\frac{1}{2}$ HP el mismo que debe tener como característica especial, la de ser a prueba de explosión y totalmente cerrado (EXPLOSION PROOF MOTOR TOTALLY ENCLOSED) con arrancadores del mismo nombre, con el objeto de que no se vayan a producir chispas que traerían consecuencias fatales al contacto con el condensado por su condición de explosivo.

4.3 ELEMENTOS DE CONTROL DEL EQUIPO RECUPERADOR

INTERRUPTOR DE PRESION.- Será colocado en la cubierta del tanque y tendrá por objeto detectar la presión en el mismo, y cerrar el circuito de corriente al motor de la bomba en cargada de alimentar agua al condensador.

PURGAS DE AIRE.- Deberán ser instaladas convenientemente para permitir la salida de aire que siempre estará presente en nuestro caso. O, en su defecto instalar un DESAIREADOR.

BOMBA DE RETORNO DEL CONDENSADO.- Deberá ser una bomba equipada con "motor a prueba de explosión totalmente cerrado" con arrancadores del mismo nombre, como medio de seguridad contra incendio puesto que el condensado es un líquido muy explosivo.

TANQUE DE ALMACENAMIENTO.- Una de las funciones de los tanques de almacenamiento que quizá no la mencionamos, es la de servir como un instrumento de medida o control de los productos en ellos depositados. Si se desea por lo tanto, controlar la cantidad de gasolina recuperada, se debe disponer de un tanque de una capacidad de 5.000 gals. de ser posible presurizado.

(Sugerimos incluso construir uno con capacidad para almacenar todos los productos recuperados en una batería de tanques).

C A P I T U L O 5

ANALISIS ECONOMICO

No obstante haber aclarado que el objeto de este proyecto no es comercial, es decir que no se persigue con él fundamentalmente beneficios económicos, sino más bien: evitar pérdidas valiosas de energía, preservar el ambiente de la contaminación amén de adoptar un medio de seguridad al evitar la formación de una bruma explosiva alrededor del tanque. Vamos a proceder a presentar los costos del equipo diseñado y compararle con las ventajas económicas que de él se obtengan.

1.- INVERSIONES

TABLA 5.1.A

LISTA DE MAQUINARIA Y EQUIPO	COSTO EN PLANTA* (SUCRES)
Condensador-Subenfriador equipado con sello Cespul y anillo de prueba	600.000.00
1 Bomba "UNIVERSAL" 10FL 6-T con motor y arranques	40.000.00
1 Conjunto de tuberías y accesorios para alimentación de agua y vapor de gasolina	30.000.00

* Para estimar los precios nos hemos ayudado con datos obtenidos en la Compañía "Anglo Ecuatorian Oild Fields" de La Libertad, la misma que tiene en su poder las cotizaciones hechas por la "PIPE CHEMICAL LIMITED OF ENGLAND", distribuidora de estos equipos.

1	Bomba con "motor a prueba de explosión" totalmente cerrada y con arrancadores del mismo nombre	7.000.00
1	Interruptor de presión	1.000.00
1	Tanque de almacenamiento (Cpcd. 5.000 Gls.) presurizado con válvula de seguridad	75.000.00
4	Válvulas de seguridad unidireccionales	40.000.00
<hr/>		793.000.00

(1)

GASTOS DE INSTALACION Y MONTAJE	118.950.00
REPARACION Y MANTENIMIENTO	50.000.00

SUMINISTROS

	<u>Costo Unitario</u>	<u>Cantidad anual</u>	<u>SUCRES</u>
	(2)		
Energía Eléctrica	1,10	10.747	11.822,00
Lubricantes	-	-	6.000.00
INVERSION FIJA TOTAL			979.772.00

2.- UTILIDADES

A pesar de que las respiraciones son diarias (normalmente 2 veces al día), considerando que un tanque de 30.000 Bbls. se llena en 2 días de acuerdo a la producción de la refinera de la península (16.000 Bbls./día), sin embargo vamos a suponer que en el peor de los casos el tanque da una respiración total cada dos días (la respiración total será la suma de las respiraciones parciales, durante el proceso de llenado y por las otras causas). Asumamos además que solo se recupera el 70% de las pérdidas. (3)

Entonces: 2560 Galls/resp. x 360/2 resp/año x 4 \$/Galls x 0,7=
 UTILIDAD TOTAL= 1'290.240.00 \$/año

- (1) 15% de los costos de maquinaria y equipo
- (2) Precio promedio aproximado en todo el país
- (3) Precio promedio de planta de las dos gasolinas (aproximado)

3.- COMPARACION ENTRE INVERSIONES Y UTILIDADES

	<u>SUCRES</u>
Utilidad total	1'290.240.00/año
Inversión total	<u>979.772.00</u>
DIFERENCIA en el primer año	<u>310.468.00</u>

De esta comparación concluimos que en el primer año de operación del equipo, se obtiene un saldo a favor del inversionista luego de amortizarse dicho equipo. A partir del segundo año solo habrá que descontar los gastos de reparación y mantenimiento, de suministros y de depreciación de equipo, constituyéndose el resto en atractivos ingresos económicos.

C A P I T U L O 6

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.-

Aunque estamos seguros de haber señalado las características más importantes del presente trabajo, vamos a recopilar ciertos aspectos técnico-económicos que redundarían en beneficio en este caso del Estado Ecuatoriano.

- 1.- El análisis económico nos ha demostrado que es justificable desde todo punto de vista (salubridad ambiental, seguridad industrial y comercialmente) la instalación de un equipo, para cada tanque de almacenamiento de techo fijo.
- 2.- Con el equipo diseñado por nosotros, evitamos la pérdida (en una 70%) del 0,2 Hasta 1% que la práctica mundial asume como pérdida normal por evaporación en tanques de almacenamiento, sin embargo solo se podrá reducir el exagerado % de pérdida calculado por el equipo investigador de la -- ESPOL, (ver tabla B.12 en el APENDICE), racionalizando la utilización de los depósitos. Será una responsabilidad directa de nuestros gobernantes y en especial de quienes hacen política petrolera, emitir códigos o normas y hacerlas cumplir con seriedad. Para el efecto, en el capítulo 4 de este trabajo, damos vasta información y sugerencias.

Por lo tanto, la aplicación consecuente de las NORMAS DE OPERACION Y SEGURIDAD, darán a las compañías por a hora, y posteriormente al país, grandes beneficios eco nómicos amén de las otras ventajas anotadas que son pa ra nosotros las más importantes y que se constituyeron en motivo para este proyecto.

- 3.- El estudio técnico-económico se ha hecho, considerando la instalación del equipo en los depósitos de la compañía "ANGLO" de "La Libertad", más, efectuando ligerísimos cambios se podría instalar en cualquier lugar del país.
- 4.- En los lugares donde la escasez de agua se constituyera en un problema, se puede reemplazar el condensador con agua, por un condensador con ventiladores que son muy eficientes.
- 5.- El equipo seleccionado es de fácil adquisición por medio de los representantes de las casas constructoras, más aún si el gobierno hace importaciones directas.
- 6.- Con el recuperador diseñado por nosotros, hemos demostrado que es factible y ventajosa la recuperación. Futuros estudios técnicos deberán hacerse para diseñar equipos de forma que puedan ser construidos en el País.
- 7.- Queremos hacer incapié en la necesidad urgente de que la Refinería Estatal, y los terminales de depósitos de hidrocarburos en el país sean equipados con los más modernos sistemas contra incendios y con personal altamente calificado y preparado en técnicas y métodos óptimos de "Seguridad Industrial". Se debe además sistemáticamente preparar personal a nivel medio, así como dictar cursos teóricos y prácticos a todo trabajador tenga o no que ver con el Departamento de seguridad industrial, en técnicas elementales de combatir el fuego por los diversos factores y en distintas circunstancias.
- 8.- Por último, recomendamos el uso de las diferentes normas y prácticas, indicadas en el capítulo 4.

C A P I T U L O 7

APENDICE

I.- Notas

TENSION (PRESION) DE VAPOR REID (RVP)

Se conoce con este nombre a un ensayo muy importante que indica de una manera indirecta, el contenido en productos muy ligeros que condicionan la seguridad durante el transporte, las pérdidas en el almacenamiento y la volatilidad de las gasolinas.

El ensayo comprende:

- Recipiente para la muestra
- Cámara de aire de aproximadamente cuatro veces el volumen del recipiente
- Un baño termostático a 100°F y
- Un manómetro

Se llena el recipiente con gasolina y se le conecta con la cámara de aire. El conjunto se agita periódicamente, volviendo a colocarlo en la cámara de aire y da una indicación de presión que se estabiliza al alcanzar el equilibrio.

Este valor límite de la presión mide la tensión de vapor REID (TVR ó PVR) de la gasolina, que se expresa en gr/cm^2 abs.

o en psia. Así una gasolina de 10 RVP, tiene una tensión de vapor de 10 psi o 703 gr/cm² abs.

CURVA DE DESTILACION

La curva de destilación ASTM es el reflejo de la composición de la gasolina y proporciona indicaciones sobre las facilidades de arranque en frío, la aceleración, la dilución del aceite del cárter y el desgaste de las camisas.

La curva se construye en los parámetros Temperaturas - Porcentaje de evaporado, es decir a x°C, y % de evaporado. Nos sirve especialmente para nuestro estudio, puesto que nos da una idea de la cantidad de productos volátiles (más livianos) existe en una determinada gasolina. Por ejm. Los siguientes datos han sido tomados de un ensayo de rutina realizado en la Refinería de compañía "Anglo" de la Libertad.

TANQUE N° 18				PRODUCTO: Gasolina especial			
VAPOR							
PRESS	IBP	5%	10%	50%	90%	95%	Y
13.8	30°	39°	43°	79°	140°	200°	X

APENDICE A.- FIGURAS

APENDICE B.- TABLAS

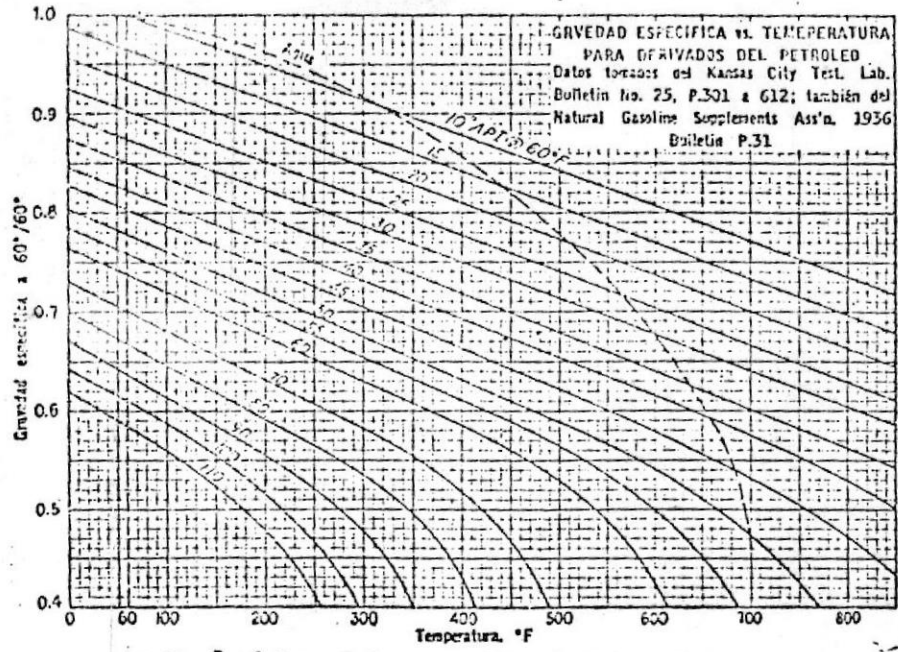


FIG. A. 1 Gravedades específicas de hidrocarburos

VISCOSIDADES DE LIQUIDOS*
Para usarse como Coordenadas con la Fig. A. 2

Líquido	X	Y	Líquido	X	Y
Acetaldehído	15.2	4.8	Cloruro Estánico	13.5	12.8
Acetato de Amilo	11.8	12.5	Cresol, meta	2.5	20.8
Acetato de Butilo	12.3	11.0	Dibromoctano	12.7	15.8
Acetato de Etilo	13.7	9.1	Dicloroetano	13.2	12.2
Acetato de Metilo	14.2	8.2	Diclorometano	14.6	8.9
Acetato de Vinilo	14.0	8.8	Difenilo	12.0	18.3
Acetona 100%	14.5	7.2	Eter Etilico	14.5	5.3
Acetona 35%	7.9	15.0	Etilbenceno	13.2	11.5
Agua	10.2	13.0	Etilenglicol	6.0	23.6
Acido Acético 100%	12.1	14.2	Fenol	6.9	20.8
Acido Acético 70%	9.5	17.0	Formiato de Etilo	14.2	8.4
Acido Butírico	12.1	15.3	Freon, 11	14.4	9.0
Acido Clorosulfónico	11.2	18.1	Freon 12	16.8	5.6
Acido Fórmico	10.7	15.8	Freon 21	15.7	7.5
Acido Isobutírico	12.2	14.4	Freon 22	17.2	4.7
Acido Nítrico 95%	12.8	13.8	Freon 113	12.5	11.4
Acido Nítrico 60%	10.8	17.0	Freon 114	14.6	8.3
Acido Propiónico	12.8	13.8	Glicerina 100%	2.0	30.0
Acido Sulfúrico 110%	7.2	27.4	Glicerina 50%	6.9	19.6
Acido Sulfúrico 98%	7.0	24.8	Heptano	14.1	8.4
Acido Sulfúrico 60%	10.2	21.3	Hexano	14.7	7.0
Alcohol Alílico	10.2	14.3	Hidróxido de Sodio 50%	3.2	25.8
Alcohol Arílico	7.5	18.4	Yoduro de Etilo	14.7	10.3
Alcohol Butílico	8.6	17.2	Yoduro de Propilo	14.1	11.6
Alcohol Etilico 100%	10.5	13.8	Isobutano	14.5	3.7
Alcohol Etilico 95%	9.8	14.3	Mercurio	18.4	16.4
Alcohol Etilico 40%	6.5	16.6	Metanol 100%	12.4	10.5
Acido Clorhídrico 31.5%	13.0	16.6	Metanol 90%	12.3	11.8
Alcohol Isobutilico	7.1	18.0	Metanol 40%	7.8	15.5
Alcohol Isopropilico	8.2	16.0	Metiletilcetona	13.9	8.6
Alcohol Octílico	6.2	21.1	Naftaleno	7.9	18.1
Alcohol Propilico	9.1	16.5	Nitrobenceno	10.6	15.2
Amoniaco 100%	12.6	2.0	Nitrotolueno	11.0	17.0
Amoniaco 26%	10.1	13.9	Octano	13.7	10.0
Anhidrido Acético	12.7	12.8	Oxalato de Dietilo	11.0	16.4
Anilina	8.1	18.7	Oxalato de Dimetilo	12.3	15.8
Anisol	12.3	13.5	Oxalato de Dipropilo	10.3	17.7
Benceno	12.5	10.9	Pentacloroetano	10.9	17.3
Bióxido de Azufre	15.2	7.1	Pentano	14.9	5.2
Bióxido de Carbono	11.6	0.3	Propano	15.3	1.0
Bisulfuro de Carbono	16.1	7.5	Salmuera CaCl ₂ 25%	6.6	15.9
Bromo	14.2	13.2	Salmuera NaCl 25%	10.2	16.6
Bromotolueno	20.0	15.9	Sodio	16.4	13.9
Bromuro de Etilo	14.5	8.1	Tetracloroetano	11.9	15.7
Bromuro de Propilo	14.5	9.6	Tetracloroetileno	14.2	12.7
n-Butano	15.3	3.3	Tetracloruro de Carbono	12.7	13.1
Ciclohexanol	2.9	24.3	Tetracloruro de Titanio	14.4	12.3
Clorobenceno	12.3	12.4	Tribromuro de Fósforo	13.8	16.7
Cloroformo	14.4	10.2	Tricloruro de Arsénico	13.9	14.5
Clorotolueno, orto	13.0	13.3	Tricloruro de Fósforo	16.2	10.9
Clorotolueno, meta	13.3	12.5	Tricloroetileno	14.8	10.5
Clorotolueno, para	13.3	12.5	Tolueno	13.7	10.4
Cloruro de Etilo	14.8	6.0	Turpentina	11.5	14.9
Cloruro de Metilo	15.0	3.8	Xileno, orto	13.5	12.1
Cloruro de Propilo	14.4	7.5	Xileno, meta	13.9	12.1
Cloruro de Sulfurilo	15.2	12.4	Xileno, para	13.9	10.9

* De Perry, J. H. "Chemical Engineers' Handbook 3d. ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1950.

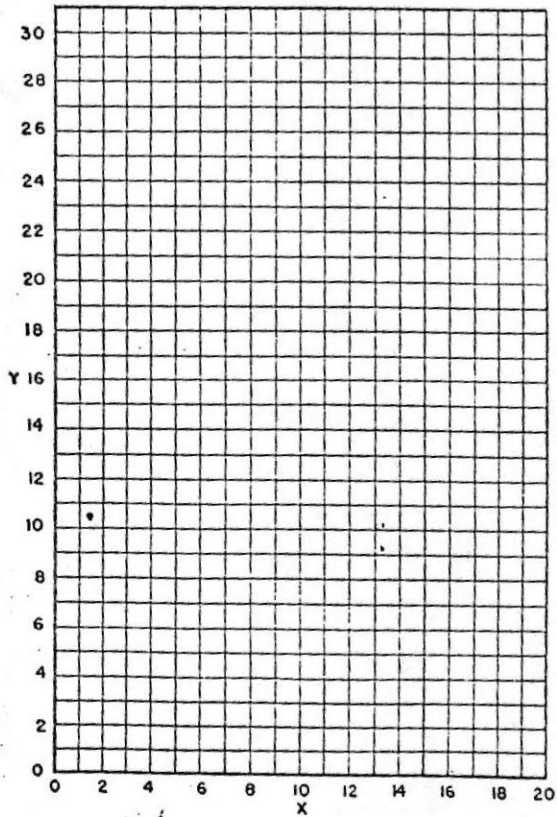
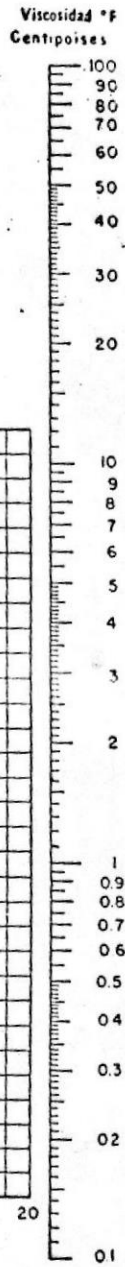
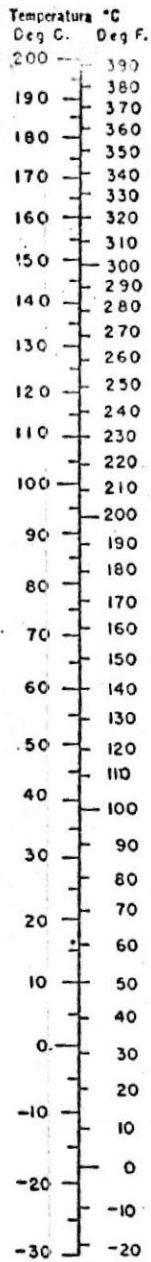


FIG. A. 2 Viscosidades de líquidos. (Perry, "Chemical Engineers' Handbook", 3a. ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1950)

VISCOSIDADES DE GASES*
Para usarse como Coordenadas con la Fig. A. 3

Gas	X	Y
Acetato de Etilo	8.5	13.2
Acetona	8.9	13.0
Acetileno	9.8	14.9
Acido Acético	7.7	14.3
Agua	8.0	16.0
Aire	11.0	20.0
Alcohol Etilico	9.2	14.2
Alcohol Metílico	8.5	15.6
Alcohol Propílico	8.4	13.4
Amoniaco	8.4	16.0
Argón	10.5	22.4
Benceno	8.5	13.2
Bromo	8.9	19.2
Buteno	9.2	13.7
Butileno	8.9	13.0
Bióxido de Azufre	9.6	17.0
Bióxido de Carbono	9.5	18.7
Bisulfuro de Carbono	8.0	16.0
Bromuro de Hidrógeno	8.8	20.9
Cianógeno	9.2	15.2
Ciclohexano	9.2	12.0
Cianuro de Hidrógeno	9.8	14.9
Cloro	9.0	18.4
Cloroformo	8.9	15.7
Cloruro de Etilo	8.5	15.6
Cloruro de Hidrógeno	8.8	18.7
Cloruro de Nitrosilo	8.0	17.6
Etano	9.1	14.5
Eter Etilico	8.9	13.0
Etileno	9.5	15.1
Flúor	7.3	23.8
Freon 11	10.6	15.1
Freon 12	11.1	16.0
Freon 21	10.8	15.3
Freon 22	10.1	17.0
Freon 113	11.3	14.0
Helio	10.9	20.5
Hexano	8.6	11.8
Hidrógeno	11.2	12.4
3H ₂ + 1N ₂	11.2	17.2
Yodo	9.0	18.4
Yoduro de Hidrógeno	9.0	21.3
Mercurio	5.3	22.9
Metano	9.9	15.5
Monóxido de Carbono	11.0	20.0
Nitrógeno	10.6	20.0
Oxido Nitrico	10.9	20.5
Oxido Nitroso	8.8	19.0
Oxígeno	11.0	21.3
Pentano	7.0	12.8
Propano	9.7	12.9
Propileno	9.0	13.8
Sulfuro de Hidrógeno	8.6	18.0
Tolueno	8.6	12.4
2, 3, 3-Trimetilbutano	9.5	10.5
Xenón	9.3	23.0

* De Perry, J. H., "Chemical Engineers' Handbook" 3d ed., McGraw-Hill Book Company Inc., New York 1950.

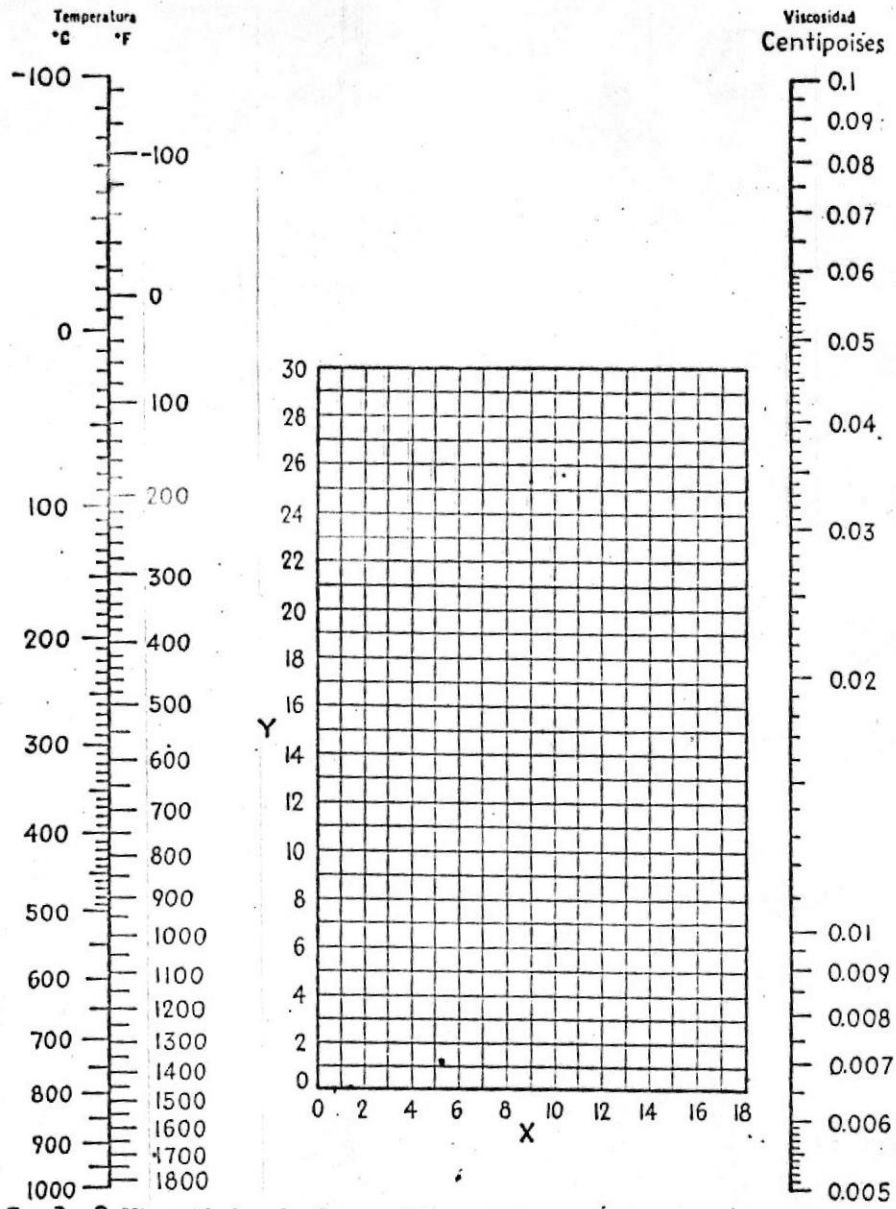


FIG. A. 3 Viscosidades de Gases. (Perry, "Chemical Engineers' Handbook", 3d ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1950)

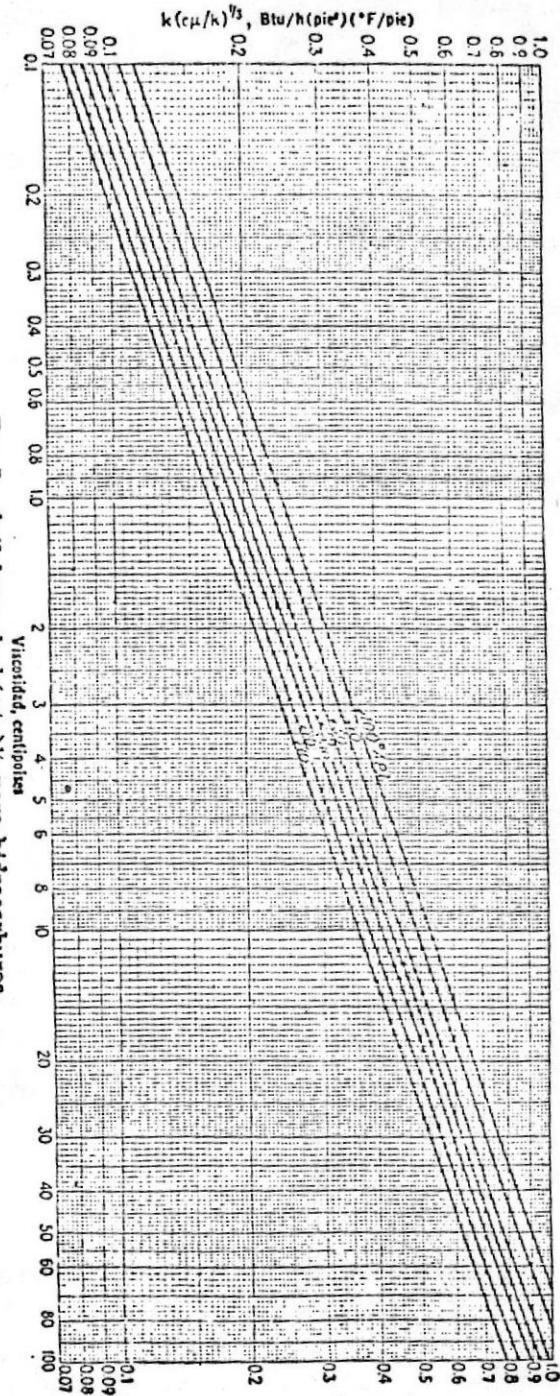
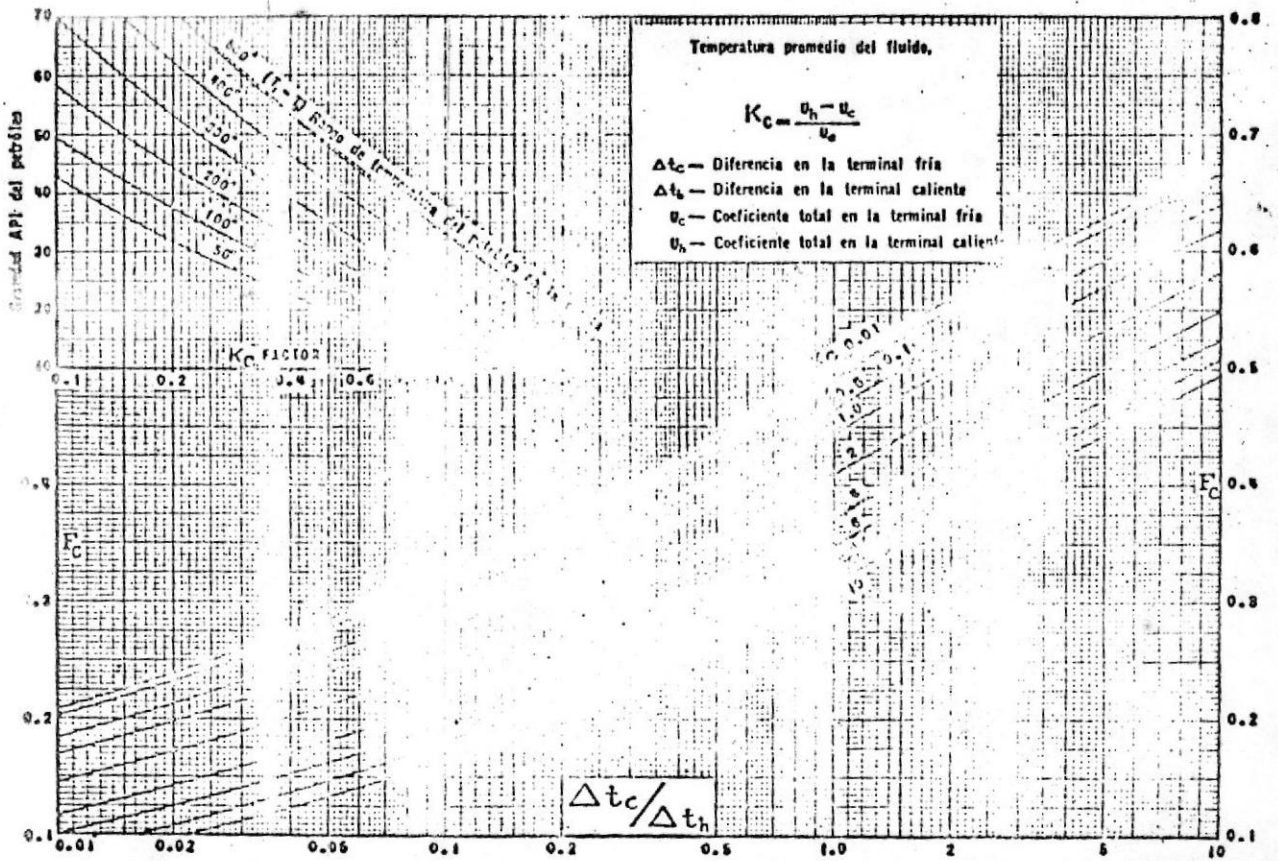
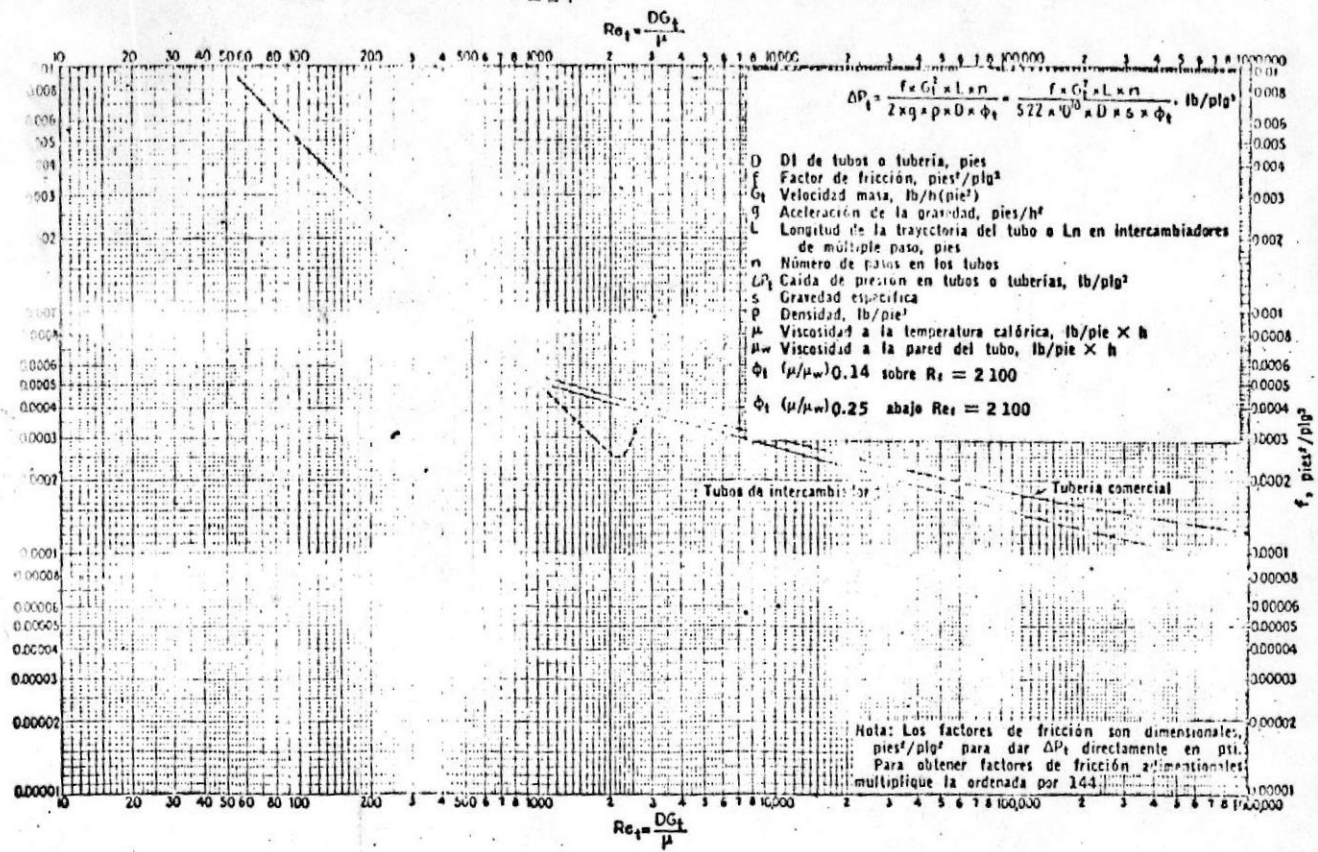


Fig. A. 4 Valores de $k(c\mu/k)^{1/2}$ para hidrocarburos



Factor F de temperatura calórica. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2a. ed., New York 1949)



A. 7 Factores de fricción, para lado de tubo. (Standards Exchanger Manufacturers Association, 2a. ed., New York 1949)

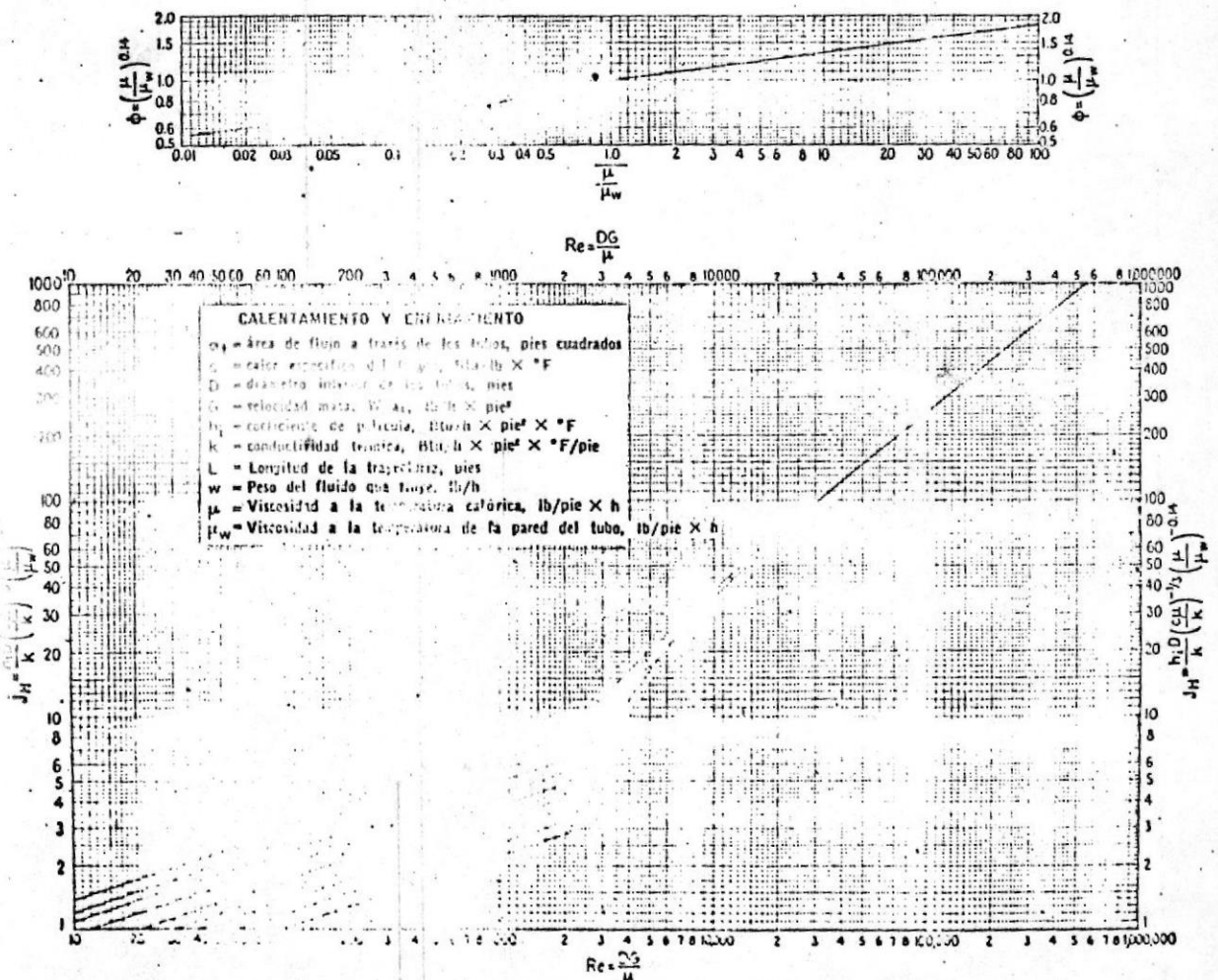


FIG. 6 Curva de transferencia de calor lado de tubos. (Adaptada de Sieder y Tate)

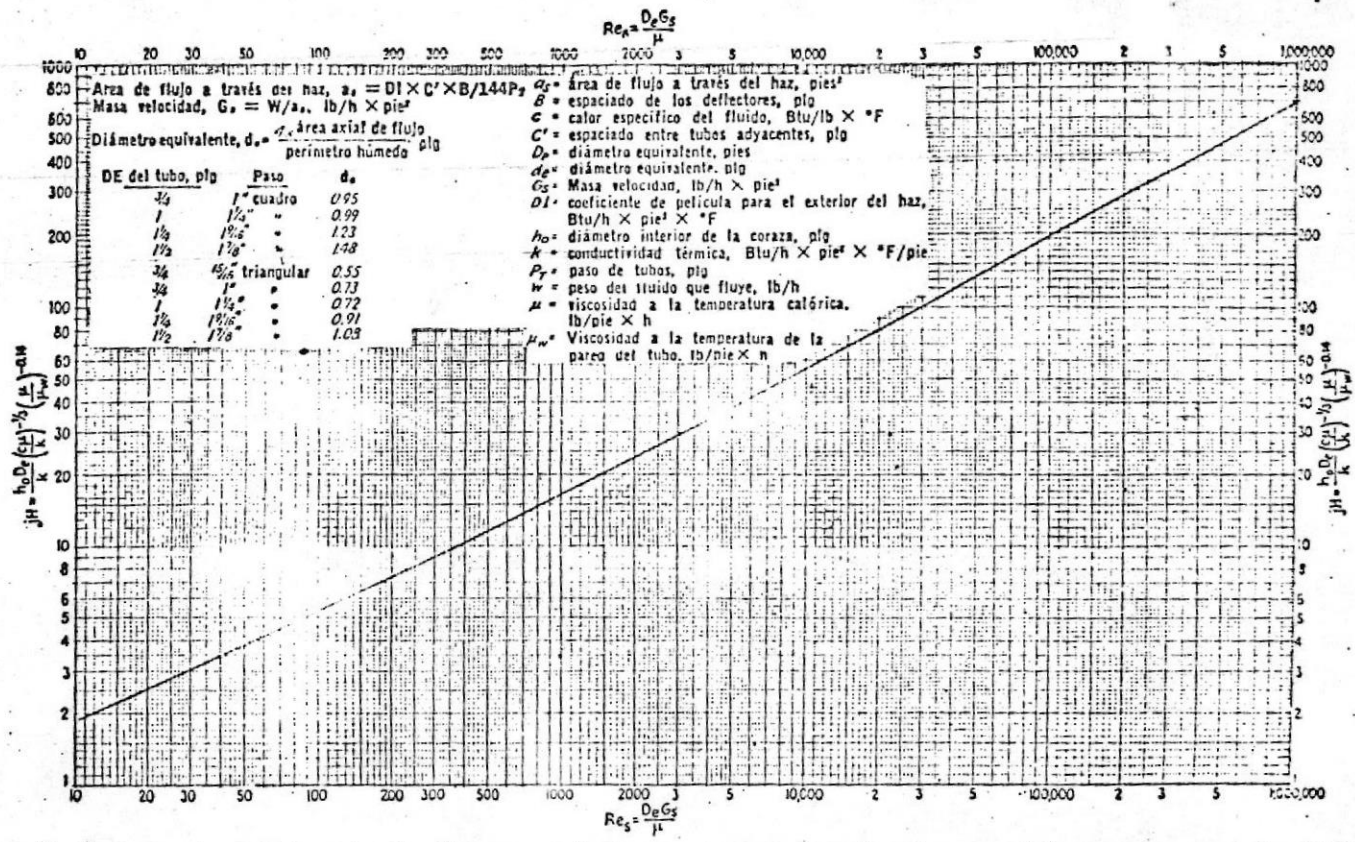


FIG. A. 8 Curva de transferencia de calor para lado de la coraza con haz de tubos con deflectores segmentados 25%

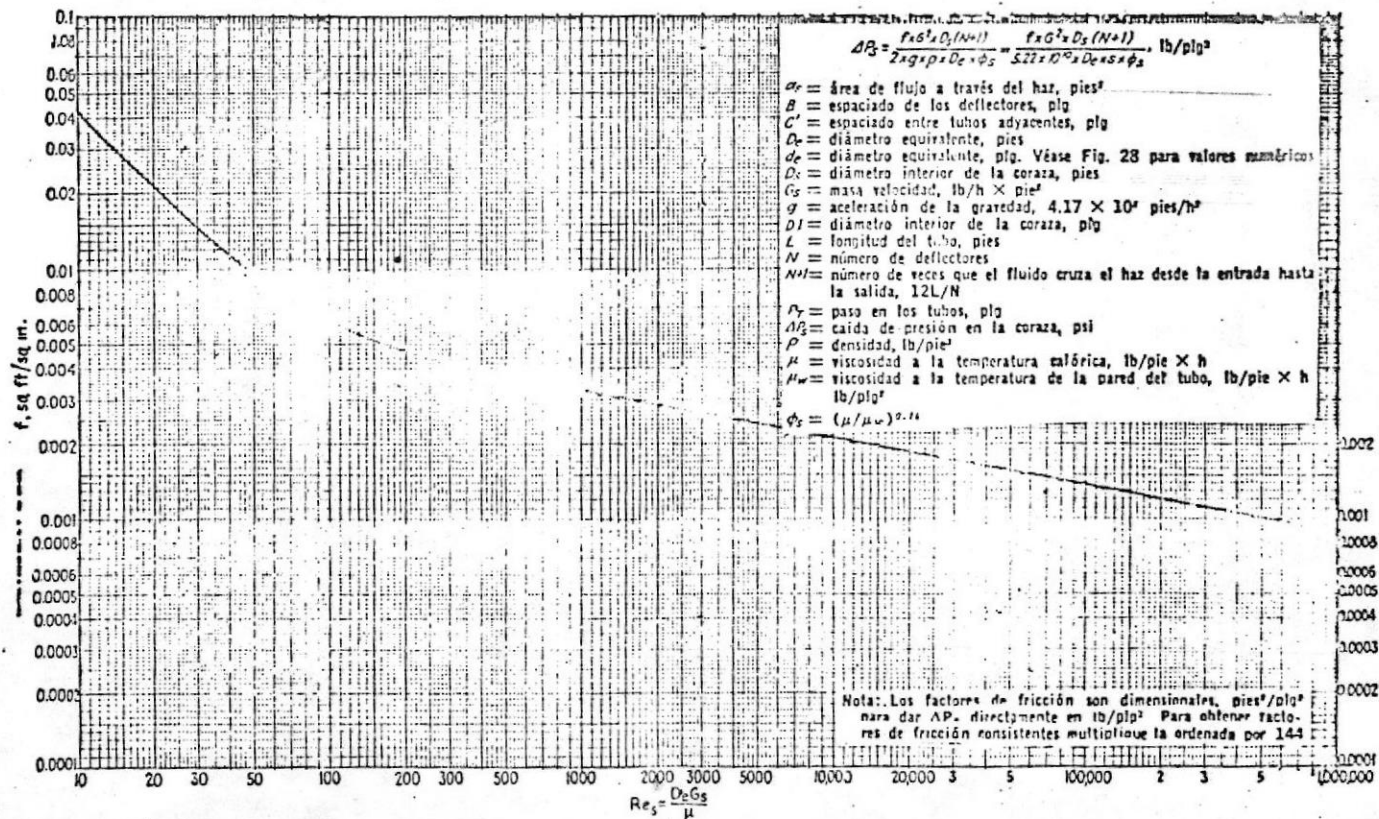


FIG. A. 9 Factores de fricción lado de la coraza, para haces de tubos con deflectores segmentados 25%

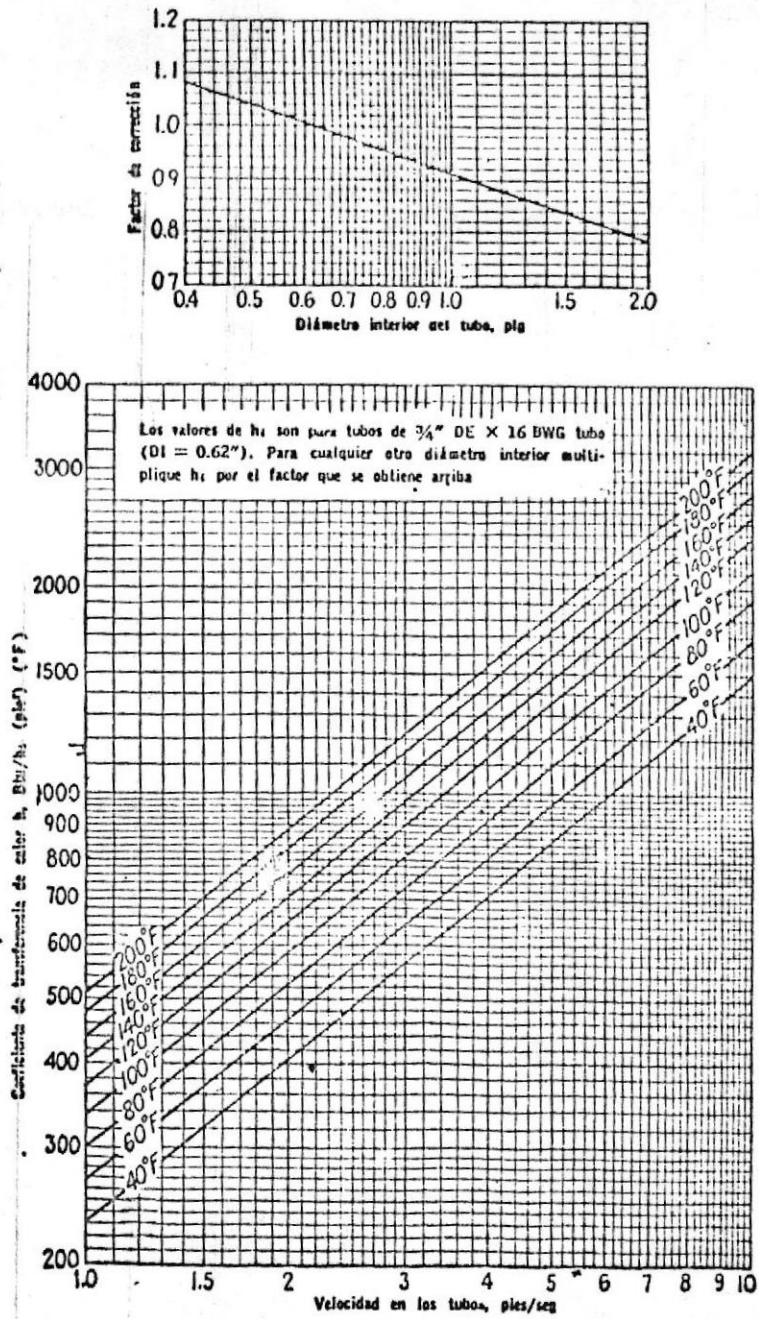


FIG. A. 10 Curva de transferencia de calor, agua en los tubos. [Adaptada de Eagle y Ferguson, Proc Roy., Soc. A127, 540 (1930)]

TABLA B.1

Peso Molecular De Los Hidrocarburos					
Presión de vapor REID (libras)	Pendiente al 10% Evaporado en la curva de Destilación ASTM				
	0	1	2	3	4
6	84	74	69	66	63
7	82	72	67	64	61
8	80	70	66	63	60
9	78	69	64	62	58
10	77	67	63	60	57
11	76	66	62	59	56
12	75	65	61	58	55
13	74	64	60	57	54
14	73	63	59	56	53
15	72	62	58	55	52

Referencia : API, Boletín 2513 (Febrero de 1959), Pag. 32

TABLA B.2

DENSIDAD DE HIDROCARBUROS PARAFÍNICOS A 60°F

NOMBRE	FORMULA	PESO MOLECULAR	LIBRAS POR BARRIL	LIBRAS POR GALON	LIBRAS POR BARRIL	LIBRAS POR GALON	PIES CUBICOS DE VAPOR POR BBL.de Líquido
Metano	CH ₄	16,042	87	2,07	5,42	0,1290	2057
Etano	C ₂ H ₆	30,068	149	3,55	4,96	0,1181	1882
Propano	C ₃ H ₈	44,094	178	4,23	4,03	0,0960	1530
I-Butano	C ₄ H ₁₀	58,120	197	4,70	3,39	0,0808	1287
N-Butano	C ₄ H ₁₀	58,120	205	4,87	3,52	0,0838	1336
I-Pentano	C ₅ H ₁₂	72,146	219	5,21	3,03	0,0722	1151
N-Pentano	C ₅ H ₁₂	72,146	221	5,26	3,06	0,0729	1162
N-Hexano	C ₆ H ₁₄	86,172	232	5,54	2,70	0,0142	1024

REF. API, Boletín 2513 (Feb. 1959), Pag. 40

TABLA B.3

GRAVEDADES Y PESOS ESPECIFICOS PROMEDIOS DE VARIOS
LIQUIDOS Y SOLIDOS

	GRAVEDAD ESPECIFICA AGUA = 1000" 4°C	Lbs POR GALON 60°F	Lbs POR PIE ³ 60°F	Lbs. POR PULG ³ 60°F
CRUDO (ACEITE)	0.82 - 0.97	6.86 - 8.11	50 - 62	0.0295 - 0.0349
DIESEL "	0.90	7.51	56	0.0324
COMBUSTIBLE "	0.96	8.0	60	0.0346
GASOLINA - MOTOR	0.71 - 0.82	5.93 - 6.86	44 - 51	0.0256 - 0.0295
GAS (ACEITE)	0.843	7.0	52	0.0304
KEROSENE	0.81	6.75	51	0.0292
ACEITE LUBRICANTE LIVIANO	0.86 - 0.90	7.17 - 7.51	54 - 56	0.031 - 0.0324
ACEITE LUBRICANTE PESADO	0.89 - 0.93	7.42 - 7.76	55 - 58	0.0317 - 0.0335
MERCURIO	13.5959	114	849	0.49
NAPTA	0.729	6.07	45	0.0263
AGUA a 60°F	0.999	8.327	62.37	0.0361
ALUMINIO	2.56	-----	159.7	0.0924
BRONCE	8.60	-----	535.7	0.310
COMPONENTES DE CAUCHO (N)	1.17 - 1.37	-----	73 - 85.5	0.0423 - 0.0495
HIERRO DULCE	7.20	-----	449.2	0.2600
FIBRA DE VIDRIO	0.152 - 0.184	-----	9.5 - 11.5	0.0055 - 0.00665
HIERRO MALLEABLE	7.40	-----	461.5	0.267
FENOL MOLDADO	1.66	-----	103.5	0.0599
COMPUESTOS DE NEOPRENO	1.40 - 1.80	-----	87.4 - 112.4	0.0505 - 0.065
ACERO ROLADO	7.85	-----	489.6	0.2816

TABLA B.4

TABLA DE PRESION DE VAPOR PARA GASOLINA NATURAL Y GASOLINA-MOTOR

Factores para convertir la P. de V. a 100 °F a P. de V. a otras Temp.

TEMPERAT. (°F)	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	0.135	0.138	0.142	0.145	0.149	0.152	0.156	0.160	0.163	0.167
10	0.171	0.175	0.179	0.184	0.188	0.192	0.197	0.201	0.206	0.210
20	0.215	0.220	0.225	0.230	0.235	0.240	0.246	0.251	0.257	0.262
30	0.268	0.274	0.280	0.286	0.292	0.298	0.305	0.311	0.318	0.324
40	0.331	0.338	0.345	0.353	0.360	0.367	0.375	0.382	0.390	0.397
50	0.405	0.413	0.422	0.430	0.439	0.447	0.456	0.465	0.474	0.483
60	0.492	0.502	0.512	0.521	0.531	0.541	0.552	0.562	0.573	0.583
70	0.594	0.605	0.616	0.628	0.639	0.650	0.662	0.674	0.687	0.699
80	0.711	0.724	0.737	0.750	0.763	0.776	0.790	0.804	0.818	0.832
90	0.846	0.861	0.876	0.890	0.905	0.920	0.936	0.952	0.968	0.984
100	1.000	1.017	1.034	1.051	1.068	1.085	1.103	1.121	1.139	1.157
110	1.175	1.194	1.213	1.233	1.252	1.271	1.292	1.312	1.333	1.353
120	1.374	1.396	1.418	1.439	1.461	1.483	1.506	1.529	1.551	1.574
130	1.597	1.621	1.646	1.670	1.695	1.719	1.745	1.771	1.796	1.822
140	1.848	1.875	1.902	1.930	1.957	1.984	2.013	2.042	2.070	2.099
150	2.128	2.158	2.188	2.219	2.249	2.279	2.311	2.343	2.374	2.406
160	2.438	2.472	2.505	2.539	2.572	2.606	2.641	2.676	2.712	2.747
170	2.782	2.819	2.856	2.893	2.930	2.967	3.006	3.045	3.084	3.123

EJEMPLO : Si la presión de vapor para un producto dado se encuentra que es 15,5 psia. a 100 °F . Cual es la presión de vapor a 84 °F?

De la tabla el factor para 84 °F = 0,763. La presión de vapor a 84 °F = 0,763 x 15,5 = 11,82 psia.

TABLA. 5 GRAVEDADES ESPECIFICAS Y PESO MOLECULAR DE LIQUIDOS

Compuesto	Mol.	S *	Compuesto	Mol.	S *
Acetaldehído	44.1	0.78	Cloruro de etilo	64.5	0.92
Acetato de amilo	130.2	0.88	Cloruro de metilo	50.5	0.92
Acetato de etilo	88.1	0.90	Cloruro de n-propilo	78.5	0.89
Acetato de metilo	74.9	0.93	Cloruro de sulfúrico	135.0	1.67
Acetona	58.1	0.79	Dibrometano	187.9	2.09
Acetato de butilo	116.2	0.88	Dicloroetano	99.0	1.17
Acetato de vinilo	86.1	0.93	Diclorometano	83.9	1.34
Agua	18.0	1.0	Difenilo	154.2	0.99
Acido acético 100%	60.1	1.05	Eter etílico	74.1	0.71
Acido acético 70%	...	1.07	Etilbenceno	106.1	0.87
Acido n-butírico	88.1	0.96	Etilcicol	88.1	1.04
Acido i-butírico	88.1	0.96	Fenol	94.1	1.07
Acido clorosulfónico	116.5	1.77	Formiato de etilo	74.1	0.92
Acido fórmico	46.0	1.22	Glicerina 100%	92.1	1.26
Acido nítrico 95%	...	1.50	Glicerina 50%	...	1.13
Acido nítrico 60%	...	1.38	n-heptano	100.2	0.68
Acido propiónico	74.1	0.99	n-hexano	86.1	0.66
Acido sulfúrico 100%	98.1	1.83	Hidróxido de sodio 50%	...	1.53
Acido sulfúrico 98%	...	1.84	Yoduro de etilo	155.9	1.93
Acido sulfúrico 60%	...	1.05	Yoduro de n-propilo	170.0	1.75
Alcohol alílico	58.1	0.86	Mercurio	200.6	13.55
Alcohol amílico	88.2	0.81	Metacresol	108.1	1.03
Alcohol n-butílico	74.1	0.81	Metanol 100%	32.5	0.79
Alcohol i-butílico	74.1	0.82	Metanol 90%	...	0.82
Alcohol etílico 100%	46.1	0.79	Metanol 40%	...	0.94
Alcohol etílico 95%	...	0.81	Metililecetona	72.1	0.61
Alcohol etílico 40%	...	0.94	Naftaleno	128.1	1.14
Alcohol isopropílico	60.1	0.79	Nitrobenceno	123.1	1.20
Alcohol octílico	130.23	0.62	Nitrotolueno, orto	137.1	1.16
Alcohol n-propílico	60.1	0.80	Nitrotolueno, meta	137.1	1.16
Amoniaco 100%	17.0	0.61	Nitrotolueno, para	137.1	1.29
Amoniaco 26%	...	0.91	n-octano	114.2	0.70
Anhidrido acético	102.1	1.08	Oxalato de dietilo	146.1	1.08
Anilina	93.1	1.02	Oxalato de dimetilo	118.1	1.42
Anisol	108.1	0.99	Oxalato de dipropilo	174.1	1.02
Benceno	78.1	0.88	Pentacloroetano	202.3	1.67
Bióxido de azufre	64.1	1.38	n-pentano	72.1	0.63
Bióxido de carbono	44.0	1.29	Propano	44.1	0.59
Bisulfuro de carbono	76.1	1.26	Salmuera, Ca Cl, 25%	...	1.23
Bromotolueno, orto	171.0	1.42	Salmuera, Na Cl, 25%	...	1.19
Bromotolueno, meta	171.0	1.41	Sodio	23.0	0.97
Bromotolueno, para	171.0	1.39	Tetracloroetano	167.9	1.60
Bromuro de etilo	108.9	1.43	Tetracloroetileno	165.9	1.63
Bromuro de n-propilo	123.0	1.35	Tetracloruro de carbono	153.8	1.60
n-butano	58.1	0.60	Tetracloruro de titanio	189.7	1.73
i-butano	58.1	0.60	Tribromuro de fósforo	270.8	2.65
Ciclohexanol	100.2	0.96	Tricloruro de arsénico	161.3	2.16
Clorobenceno	112.6	1.11	Tricloruro de fósforo	137.4	1.57
Cloroformo	119.4	1.49	Tricloroetileno	131.4	1.46
Clorotolueno, orto	126.6	1.08	Tolueno	92.1	0.87
Clorotolueno, meta	126.6	1.07	Xileno, orto	106.1	0.87
Clorotolueno, para	126.6	1.07	Xileno, meta	...	0.86
Cloruro estánico	260.5	2.23	Xileno, para	...	0.86

* Aproximadamente a 68°F. Estos valores serán satisfactorios, sin extrapolación, para la mayoría de los problemas de ingeniería.

TABLA. 6 DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS). ARREGLO EN CUADRO

Tubos de 3/4" DE, arreglo en cuadro de 1 plg						Tubos de 1" DE, arreglo en cuadro de 1 1/4 plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	32	26	20	20		8	21	16	14		
10	52	52	40	36		10	32	32	26	24	
12	81	76	68	68	60	12	48	45	40	38	36
13 1/4	97	90	82	76	70	13 1/4	61	56	52	48	44
15 1/4	137	124	116	108	108	15 1/4	81	76	68	68	64
17 1/4	177	166	158	150	142	17 1/4	112	112	96	90	82
19 1/4	224	220	204	192	188	19 1/4	138	132	128	122	116
21 1/4	277	270	246	240	234	21 1/4	177	166	158	152	148
23 1/4	341	324	308	302	292	23 1/4	213	208	192	184	184
25	413	394	370	356	346	25	260	252	238	226	222
27	481	460	432	420	408	27	300	288	278	268	260
29	553	526	480	468	456	29	341	326	300	294	286
31	657	640	600	580	560	31	406	398	380	368	358
33	749	718	688	676	648	33	465	460	432	420	414
35	845	824	780	766	748	35	522	518	488	484	472
37	934	914	886	866	838	37	596	574	562	544	532
39	1049	1024	982	968	948	39	665	644	624	612	600

Tubos de 1 1/4" DE, arreglo en cuadro de 1 1/16 plg Tubos de 1 1/2" DE, arreglo en cuadro de 1 7/8 plg

10	16	12	10			12	16	16	12	12	
12	30	24	22	16	16	13 1/4	22	22	16	16	
13 1/4	32	30	30	22	22	15 1/4	29	29	25	24	22
15 1/4	44	40	37	35	31	17 1/4	39	39	34	32	29
17 1/4	56	53	51	48	44	19 1/4	50	48	45	43	39
19 1/4	78	73	71	64	56	21 1/4	62	60	57	54	50
21 1/4	96	90	86	82	78	23 1/4	78	74	70	66	62
23 1/4	127	112	106	102	96	25	94	90	86	84	78
25	140	135	127	123	115	27	112	108	102	98	94
27	166	160	151	146	140	29	131	127	120	116	112
29	193	188	178	174	166	31	151	146	141	138	131
31	226	220	209	202	193	33	176	170	164	160	151
33	258	252	244	238	226	35	202	196	188	182	176
35	293	287	275	268	258	37	224	220	217	210	202
37	334	322	311	304	293	39	252	246	237	230	224
39	370	362	348	342	336						

TABLA 3. 7 DATOS DE TUBOS PARA CONDENSADORES
E INTERCAMBIADORES DE CALOR

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
1/4	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.331	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
3/8	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
	17	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.639
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1 1/4	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2109	2.09
	9	0.148	0.954	0.711		0.2198	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2272	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		
1 1/2	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
	17	0.058	1.38	1.50		0.3623	0.978
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

TABLA 8. DIMENSIONES DE TUBERIA DE ACERO (IPS)

Tamaño nominal del tubo, IPS plg	DE, plg	Cédula No.	DI, plg	Área de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lineal, pies ² /pie		Peso por pie lineal, lb de acero
					Exterior	Interior	
¼	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
⅜	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
½	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
¾	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1¼	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1½	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1¾	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2¼	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.253	6.09	94.7

* Comúnmente conocido como estándar.

† Comúnmente conocido como extragrueso.

‡ Aproximadamente.

TABLA B.9 FACTORES DE OBSTRUCCION *

Temperatura del medio calefactor	Hasta 240°F		240-400°F †	
	125°F o menos	Más de 125°F	Velocidad del agua, pps	Velocidad del agua, pps
Temperatura del agua			Más de 3 pies o menos	Más de 3 pies o menos
Agua				
Agua de mar	0.0005	0.0005	0.001	0.001
Salmuera natural	0.002	0.001	0.003	0.002
Torre de enfriamiento y tanque con rocío artificial:				
Agua de compensación tratada	0.001	0.001	0.002	0.002
Sin tratar	0.003	0.003	0.005	0.004
Agua de la ciudad o de pozo (como Grandes Lagos)	0.001	0.001	0.002	0.002
Grandes Lagos	0.001	0.001	0.002	0.002
Agua de río:				
Mínimo	0.002	0.001	0.003	0.022
Mississippi	0.003	0.002	0.004	0.003
Delaware, Schykill	0.003	0.002	0.004	0.003
East River y New York Bay	0.003	0.002	0.004	0.003
Canal sanitario de Chicago	0.008	0.005	0.010	0.008
Lodosa o turbia	0.003	0.002	0.004	0.003
Dura (más de 15 granos/gal)	0.003	0.003	0.005	0.005
Enfriamiento de máquinas	0.001	0.001	0.001	0.001
Destilada	0.0005	0.0005	0.0005	0.0005
Alimentación tratada para calderas	0.001	0.0005	0.001	0.001
Purga de calderas	0.002	0.002	0.002	0.002

† Las cifras de las últimas dos columnas se basan en una temperatura del medio calefactor de 240 a 400°F. Si la temperatura de este medio es mayor de 400°F, y si se sabe que el medio enfriador forma depósitos, estas cifras deben modificarse convenientemente.

TABLA B.9 FACTORES DE OBSTRUCCION * (Continúa)

Cases de escape de máquinas Diesel	0.01	Unidades de destilación atmosférica:	0.0013
Vapores orgánicos	0.0005	Vapores superiores sin tratar	0.0003
Vapor (sin aceite)	0.0	Vapores superiores tratados	0.0013
Vapor de alcohol	0.0	Cortes intermedios	0.0013
Vapor de escape (con aceite)	0.001	Unidades de destilación al vacío:	
Vapores refrigerantes (condensando de compresores reciprocantes)	0.002	Vapores superiores a aceite:	
Aire	0.002	De la torre de burbujeo (condensador parcial)	0.001
Vapores superiores en condensadores enfriados por agua:		Del tanque flash (sin reflujo apreciable)	0.003
De la torre de burbujeo (condensador final)	0.001	Aceite delgado	0.002
Del tanque flash	0.04	Vapores superiores	0.001
Cortes intermedios:		Gasolina	0.0005
Aceite	0.001	Debutanizador, Depropanizador, Depentanizador y unidades de Alkilación:	
Para agua	0.002	Alimento	0.001
Fondos residuales, menos de 20° API	0.005	Vapores superiores	0.001
Fondos residuales, más de 20° API	0.002	Enfriadores de producto	0.001
Estabilizador de gasolina natural:		Calderetas de producto	0.002
Alimento	0.0005	Alimento del reactor	0.002
Vapores superiores	0.0005	Unidades de tratamiento de lubricantes:	
Enfriadores de producto e intercambiadores	0.0005	Alimento de aceite solvente	0.002
Calderetas de producto	0.001	Vapores superiores	0.001
Unidades de eliminación de HS:		Aceite refinado	0.001
Para vapores superiores	0.001	Intercambiadores calentadores de aceite refinado enfriados por agua †	0.003
Intercambiadores enfriadores de solución	0.0016	Gomas y breas:	
Caldereta	0.0016	Generadores de vapor enfriados por aceite	0.005
Unidades de Cracking:		Enfriados por agua	0.003
Alimento gas-oil:		Solvente	0.001
Menos de 500°F	0.002	Unidades desasfaltadoras:	
500°F y más	0.003	Aceite de alimento	0.002
Alimento de nafta:		Solvente	0.001
Menos de 500°F	0.002	Asfalto y resina:	
Más de 500°F	0.004	Generadores de vapor enfriados por aceite	0.005
Separador de vapores vapores del separador, tanque flash, y vaporizador	0.006	Enfriados por agua	0.003
		Vapores de solvente	0.001

FRACCIONES DE PETROLEO

Aceites (Industriales):		Líquidos (Industriales):	
Combustillo	0.005	Orgánicos	0.001
Aceite de recirculación limpio	0.001	Líquidos refrigerantes, calefacción, enfriadores, evaporantes	0.001
Aceites para maquinarias y transformadores	0.001	Salmueras (enfriamiento)	0.001
Aceite para quenching	0.004	Unidades de destilación atmosférica:	
Aceites vegetales	0.003	Fondos residuales, menos de 25° API	0.005
Gases, vapores (industriales):		Fondos residuales, de 25° API o más	0.002
Gas de hornos de coque, gas manufacturado	0.01		

PERDIDAS TOTALES AL AÑO

Tabla B.10

NUMERO POR ORDEN	PRODUCTO	SEGUN CALCULOS REALIZADOS				SEGUN DATOS DE COMPANIA		SEGUN DATOS DE MINISTERIO		TOTAL DE LAS PERDIDAS
		PERDIDAS POR EVAPORACION EN TANQUES	PERDIDAS POR FUGAS DE VAL- VULAS Y CAÑE- RIAS EN DEPO- SITOS.	PERDIDAS POR FUGAS Y EVA- PORACION AL HACER DESPA- CHOS EN DEPO- SITOS.	PERDIDAS POR DESPACHOS EN GASOLINERAS	PERDIDAS POR TRANSPORTE TERRESTRE Y MARITIMO.	PERDIDAS POR MANIPULEO	PERDIDAS POR AVERIAS		
		TON/AÑO	TON/AÑO	TON/AÑO	TON/AÑO	TON/AÑO	TON/AÑO	TON/AÑO		
1	CASOL. ESP.	6913	70	633	305	3766	----	----	11687	
2	CASOL. COM.	8699	--	254	199	831	-----	----	9983	
3	GRUPO	1027	22	---	---	----	----	5512	6561	
4	DIESEL-OIL	----	0.4	63	196	1329	1322	----	2910	
5	RESIDUO	----	--	---	---	1629	7616	----	9245	
6	PRAY OIL	----	---	1	---	182	150	----	333	
7	PEREX	----	--	52	---	695	257	----	1004	
8	REPOSENE	----	24	2	---	369	566	----	961	
9	TURBO FUEL	----	16	---	---	526	547	----	1089	
10	SOLVENTE	----	0.3	---	---	----	36	----	36	
11	INERAL TERRENTINE	----	--	---	---	----	10	----	10	
12	CASOL. COM.	232	--	---	---	127	----	----	359	
13	PROSEBE OIL	----	--	---	---	----	64	----	64	

PORCENTAJE DE PERDIDAS TOTALES CON RESPECTO A LA PRODUCCION ANUAL (INCLUIDO IMPORTACIONES)

TABLA B.11

NUMERO POR ORDEN	PRODUCTO	PRODUCCION ANUAL	PERDIDAS TOTALES	PORCENTAJE DE PRODUCCION QUE SE PIERDE
		TONELADAS	TONELADAS	
1	GASOL. ESPECIAL	323926.41	11687.00	3.61 %
2	GASOL. COMERCIAL	147792.74	9983.00	6.75 %
3	CRUDO	11601887.00	6461.00	0.056 %
4	DIESEL - OIL	352224.10	2910.00	0.83 %
5	RESIDUO	479134.10	9245.00	1.93 %
6	SPRAY - OIL	23431.87	333.00	1.42 %
7	KEREX	107009.39	1004.00	0.94 %
8	KEROSENE	47862.23	965.00	2.02 %
9	TURBO-FUEL	117377.39	1089.00	0.93 %
10	SOLVENTE	901.69	36.00	3.99 %
11	MINERAL TURPENTINE	1049.87	10.00	0.95 %
12	GASOL. AVIACION	11435.03	359.00	3.14 %
13	ABSORBER OIL	-----	64.00	-----
PERDIDAS TOTALES DE HIDROCARBUROS			44200.00	

* En esta tabla se incluye como producción la importación de Gasolina de Aviación.

** Si tomamos en cuenta solamente la producción de la Península y las importaciones de crudo suman 915779.52 toneladas.

TABLA B.12

CONSTANTES FISICAS DE HIDROCARBUROS PARAFINICOS Y
OTROS LIQUIDOS Y GASES

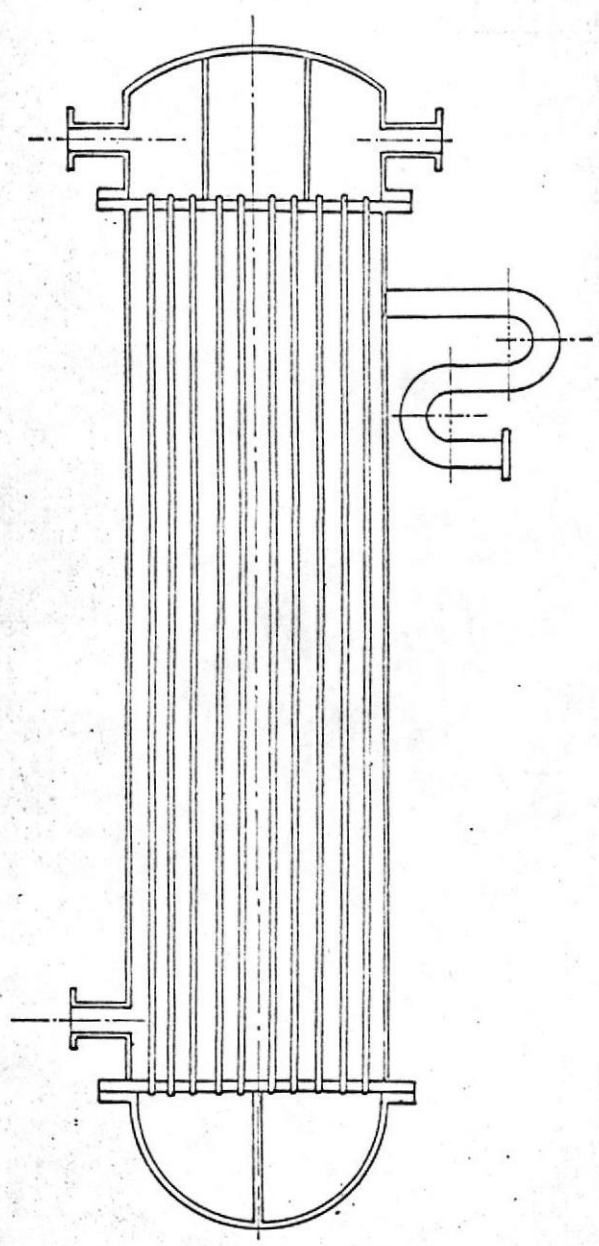
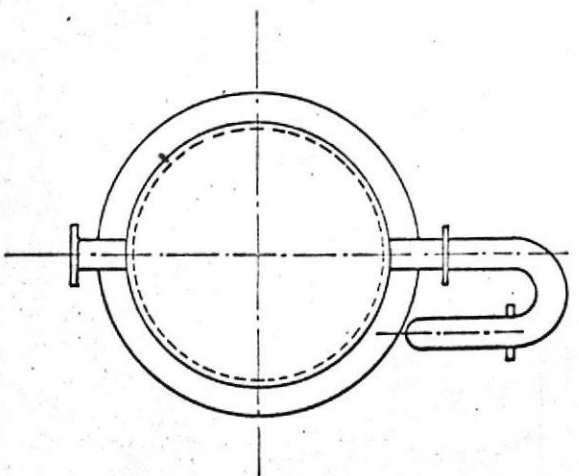
COMPUESTO	FORMULA MOLECULAR	PESO MOLECULAR	PUNTO DE FUSION °F	PUNTO DE EBULLICION (°F)	DENSIDAD DE LIQ. @ 60°F		DENSIDAD DE VAP. @ 60°F Y 14.7 PS.IA		CALOR DE VAPORIZACION BTU/LB @ B.P.	CALOR DE VAPORIZACION BTU/LB @ 60°F	CP VAPOR BTU/LB/°F	CALOR ESPECIF.		CP LIQUIDO BTU/LB/°F @ 60°F	PRESION DE VAPOR @ 100°F P.S.I.A.	PUNTO DE INFLEXION (°F)
					GRAVEDAD ESPECIFICA	LBS/GAL de LIQUIDO @ 60°F	GRAVEDAD ESPECIFICA AIRE = 1000	PIE TEORICO DE VAPOR POR CALON DE 24° NOTA (1)				Cv VAPOR BTU/LB/°F	N = Cp/Cv			
METANO	CH ₄	16.042	-296.5	-258.5	0.2476	0.554	245	0.526	0.402	1.306
ETANO	C ₂ H ₆	30.068	-297.8	-128.2	0.374	3.11	1.038	39.35	211	100	0.413	0.347	1.189	0.78
PROPANO	C ₃ H ₈	44.094	-305.8	-43.8	0.508	4.23	1.522	36.45	183	152.6	0.390	0.346	1.128	0.58	189.5
ISO. BUTANO	(CH ₃) ₂ CHCH ₃	58.120	-255.0	10.9	0.563	4.69	2.006	30.65	158	143	0.406	0.373	1.088	0.56	73.5
N- BUTANO	C ₄ H ₁₀	58.120	-216.9	31.1	0.584	4.86	2.006	31.79	166	162	0.396	0.363	1.090	0.55	52.0
ISO- PENTANO	(CH ₃) ₂ CHCH ₂ CH ₃	72.146	-257.1	82.2	0.625	5.20	2.491	27.41	146	0.413	0.387	1.066	0.55	20.3
N- PENTANO	C ₅ H ₁₂	72.146	-201.5	97.0	0.631	5.25	2.491	27.67	153	0.402	0.376	1.070	0.55	15.5
N- HEXANO	C ₆ H ₁₄	86.172	-139.7	155.7	0.664	5.53	2.975	24.38	146	0.406	0.384	1.057	0.536	5.0	- 7
N- HEPTANO	C ₇ H ₁₆	100.198	-131.1	209.1	0.688	5.73	3.459	21.72	138	0.415	0.397	1.045	0.522	1.63	25
N- OCTANO	C ₈ H ₁₈	114.224	- 70.0	258.1	0.707	5.89	3.943	19.58	131	0.420	0.404	1.040	0.519	0.54	56
N- NONANO	C ₉ H ₂₀	128.250	- 64.7	303.3	0.722	6.01	4.428	17.81	125	0.429	0.415	1.034	0.518	0.19	88
N- DECANO	C ₁₀ H ₂₂	142.276	- 21.5	345.2	0.734	6.11	4.912	16.32	120	0.436	0.424	1.028	0.517	0.06	115
ISO- BUTILENO	(CH ₃) ₂ C:CH ₂	56.104	-221.3	19.58	0.600	5.004	1.9369	32.8	169	0.375	0.335	1.12	0.55	63.6
1,3. BUTADIENO	CH ₂ :CHCH:CH ₂	54.088	-164.0	24.06	0.627	5.229	1.867	35.6	179	0.349	0.312	1.12	0.53	59.3
BENZENO	C ₆ H ₆	78.108	42	176.18	0.885	7.375	2.6965	35.9	169	0.276	0.251	1.10	0.419	3.22	12
ESTIRENO	C ₈ H ₈ CH:CH ₂	104.144	293.4	0.911	7.597	3.5954	27.7	156	0.406	0.254	90
ALCOHOL METILICO	CH ₃ OH	32.042	-142.7	148.1	0.796	6.637	1.1062	78.6	4.73	0.332	0.276	1.203	0.590	4.6	54
ALCOHOL ETILICO	CH ₃ CH ₂ OH	46.069	-174	173.3	0.794	6.619	1.5905	54.6	368	0.336	0.297	1.13	0.505	2.3	55
AMONIO	NH ₃	17.032	-108	- 28.1	0.617	5.147	0.588	113.4	589	0.51	0.389	1.310	1.12	211.9
AIRE	28.966	-317.7	1.000	93.5	92	0.241	1.722	1.40	0.253
AGUA	H ₂ O	18.016	32	212	0.999	8.337	0.622	970	0.482	1.00	0.95

NOTA (1) : Volumen teórico asumiendo que el vapor saturado puede existir en equilibrio con la fase líquida a 60 °F y 14,7 psia.

TABLA B.13

CONTENIDO DE GASOLINA EN UNA MEZCLA
 AIRE- VAPOR A DIFERENTES TEMPERATU-
 RAS DE UNA GASOLINA DE VERANO QUE
 TIENE 9LB. DE P.V.R. Y 100 9F

TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE	PRESION DE VAPOR	MEZCLA AIRE-VAPOR		PRESION ATMOSFER.
		PIE ³ /GAL	% AIRE % VAPOR	GAL/PIE ³ MEZCLA
30° F.....	2.5	176	A. 83 V. 17	5.68
40° F.....	3.15	140	A. 78.5 V. 21.5	7.15
50° F.....	3.83	115	A. 74 V. 26	8.70
60° F.....	4.65	95	A. 68.5 V. 31.5	10.52
70° F.....	5.65	78	A. 61.5 V. 38.5	12.80
80° F.....	6.80	64.8	A. 54 V. 46	15.42
85° F.....	7.40	59.6	A. 49.6 V. 50.4	16.75
90° F.....	8.1	54.5	A. 45 V. 55	18.34
95° F.....	8.8	50.1	A. 40 V. 60	20.00
100° F.....	9.8	45.9	A. 35 V. 65	21.75
105° F.....	10.3	42.8	A. 30 V. 70	23.30
110° F.....	11.25	39.2	A. 23 V. 77	25.55



ESPECIFICACIONES		
CARAZA		
DIAMETRO INTERIOR (PLG)	39	
ESPACIADO DE LOS DEFLECTORES (PLG)	21	
PASOS	1	
TUBOS		
NUMERO DE TUBOS	382	
LONGITUD (PIES)	16	
DE : BWG : PESO	3/4 PLG. 16BWG. 1 PLG ²	
PASOS	4	
TEMPERATURA DEL VAPOR	MAX (°F)	95
	MIN (°F)	90

TITULO: INTERCAMBIADOR DE CALOR

ESPOL

DISEÑO: JORGE PAZ
 DIBUJO: C. MALLARIS
 ESCALA: 1:25
 FECHA: 05/06/71

GUAYAZUL - EQUADOR

BIBLIOGRAFIA

- 1) API.- EVAPORATION LOSS IN THE PETROLEUM INDUSTRY, CAUSES AND CONTROL (Boletín 2513 API, Feb. 1971)
- 2) API.- RECOMMENDED GOOD PRACTICES FOR BULK - LIQUID - LOSS CONTROL IN TERMINALS AND DEPOSITS. (Boletín 1623 API, Dic. 1961).
- 3) ASTM.- STANDARDS ON PETROLEUM PRODUCTS AND LUBRICANTS (ASTM 1951)
- 4) BOHORQUES - CARCHI.- TESIS DE GRADO.- Estudio Experimental de pérdidas por almacenaje y transporte de gasolina (UNIVERSIDAD DE GUAYAQUIL-FACULTAD DE ING. QUIMICA 1973).
- 5) BOSNIATSKY G.- Informe sobre investigaciones de las pérdidas de hidrocarburos que se producen en los depósitos de almacenamiento de todo el territorio nacional (ESPOL, Departamento de Geología, Minas y Petróleos. Guquil. 1975)
- 6) BOSNIATSKY G.- CURSO SOBRE DEPOSITOS DE HIDROCARBUROS I, II y III (Politécnica del Litoral, Guquil. 1973 - 1974).
- 7) DONALD Q. KERN.- PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR (7a. impresión en español CECSA).
- 8) FIRES.- Termodinámica (Primera edición en español.- Editorial UTEHA.- Reimpresión de 1972)
- 9) IP.- CODIGOS DE SEGURIDAD (Publicaciones del Instituto de Petróleo en Gran Bretaña).
- 10) KREITH F.- PRINCIPIOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.- Herre ro Hnos. S.A. México 1970 (Versión castellana de la 2a. edición en inglés).
- 11) Publicaciones del Instituto Francés de Petróleo.- "EL PETROLEO REFINO Y TRATAMIENTO QUIMICO" P.WUITHIER (Ediciones CEPESA, S.A.) Tomos I Y II.
- 12) REFINER & NATURAL GASOLINE MANUFACTURE, Vol. 21, N° 5 May. 1942 (A GULF PUBLISHING COMPANY PUBLICATION).
- 13) SHAND & JURS.- SECCION TECNICA DEL MANUAL DE LA COMPAÑIA. Berkeley - California.
- 14) W.B. KLAUS.- PRINCIPLES OF OIL FIRE FIGHTING AND BASICS OF OIL FIRE PROTECTION.
- 15) ZAPPI.- TRATADO DE QUIMICA ORGANICA.- Tomo I serie Acíclica (2a. edición, Librería EL ATENEO, editorial Buenos Aires 1952).