

20/14



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

“DISEÑO DE INSTALACIONES SUPERFICIALES DE PRODUCCION”

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO PETROLERO

P R E S E N T A N :

ALEJANDRO	GUTIERREZ	SANCHEZ
CLEMENTE	GUTIERREZ	SANCHEZ



México, D. F.

1987.



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

CAPITULOS	PAG
I. DESCRIPCION GENERAL DE LAS INSTALACIONES DE PRO- DUCCION_____	1
II. OLEODUCTOS Y GASODUCTOS_____	5
II.1 Cálculo de la línea de escurrimiento_____	5
II.2 Cálculo del gasoducto_____	15
II.3 Propiedades de la materia_____	20
II.3.1 Sólidos_____	20
II.3.2 Elasticidad_____	20
II.3.3 Líquidos_____	20
II.3.4 Gases_____	21
II.3.5 Gravedad_____	22
II.3.6 Peso molecular_____	23
II.3.7 Densidad_____	23
II.3.8 Peso específico_____	23
II.3.9 Volumen específico_____	24
II.3.10 Densidad relativa_____	24
II.3.11 Tensión superficial_____	26
II.3.12 Presión capilar_____	26
II.3.13 Viscosidad_____	27
II.3.14 Viscosidad cinemática_____	27
II.3.15 Presión hidrostática_____	28
II.3.16 Presión de los gases_____	28
II.3.17 Presión absoluta_____	29
II.3.18 Temperatura_____	29
II.3.19 Poder calorífico de los gases_____	30

II.4	Flujo laminar y turbulento	31
II.4.1	Número de Reynolds	33
II.4.2	Número de Reynolds crítico	36
II.5	Flujo multifásico en tuberías horizontales	37
II.5.1	Patrones de flujo	37
II.5.2	Colgamiento	37
II.5.3	Cálculo de la caída de presión en tuberías horizontales	39
II.6	Flujo por estranguladores	42
III.	BATERIA DE SEPARADORES	47
III.1	Optimización de la separación por recuperación de hidrocarburos líquidos a condiciones de almacenamiento	55
III.1.1	Balace de materia en un proceso de separación - gas aceite	59
III.2	Optimización de la separación por requerimientos - de potencia para transportar el gas separado	67
IV.	SEPARADORES VERTICALES Y HORIZONTALES	74
IV.1	Descripción y clasificación del equipo de separación	74
IV.1.1	Descripción de un separador	74
IV.1.2	Clasificación de los separadores	86
IV.2	Fundamentos de la separación de mezclas gas-líquido	90
IV.2.1	Separación por fuerza centrífuga	96
IV.2.2	Separación por choque	98
IV.2.3	Principales factores que afectan la eficiencia - de separación de gas y líquido	99
IV.3	Cálculo de la capacidad de tratamiento de los - separadores de dos fases	115

IV.4	Método gráfico para determinar la capacidad de - los separadores horizontales y verticales conven- cionales_____	135
IV.5	Cálculo del espesor de un separador_____	144
	Nomenclatura del capítulo IV_____	146
V.	EQUIPOS QUE FORMAN UNA BATERIA DE SEPARADORES_____	148
V.1	Cálculo del colector general de la batería_____	152
V.2	Cálculo del colector general de gas en la descar- ga de separadores_____	157
V.3	Cálculo del colector general de aceite de la des- carga de separadores al tanque de almacenamiento_____	159
V.4	Colector de vapores a tanque de almacenamiento_____	163
V.5	Válvula de seguridad_____	171
V.6	Controladores de nivel_____	176
VI.	TANQUES DE ALMACENAMIENTO_____	187
VI.1	Medición_____	209
VI.2	Selección del número de válvulas de presión y va- cío en un tanque de almacenamiento_____	212
VI.3	Selección del número de válvulas arrestaflama en - el colector de vapores_____	220
VI.4	Selección del número de válvulas térmicas en el - colector de vapores_____	223

BIBLIOGRAFIA

C A P I T U L O I

DESCRIPCION GENERAL DE LAS INSTALACIONES DE PRODUCCION.

La producción de los pozos petroleros esta formada por hidrocarburos líquidos (aceite), hidrocarburos gaseosos (gas natural), cantidades variables de agua y sedimentos, junto con pequeñas cantidades de azufre oxígeno y nitrógeno.

Este aceite crudo, antes de ser entregado a la estación de bombeo (para mandarlo a refinería o a venta), es enviado a una batería para efectuar la separación de los hidrocarburos líquidos - del gas, así como eliminar la mayor parte del agua y sedimentos - producidos, con el fin de que tanto el aceite como el gas se encuentren estabilizados y no presenten problemas como son: corrosión y abrasión en el equipo de transporte, aumento en las caídas de presión y disminución en la capacidad de transporte de las líneas.

Posteriormente, el agua separada del aceite debe someterse a un tratamiento adicional, con el propósito de eliminar la mayor cantidad de aceite residual y así disminuir el impacto de la contaminación al momento de ser descargada al medio ambiente.

Este trabajo tiene como objetivo conocer las propiedades - de la materia que se presentan en las tuberías superficiales así como en las instalaciones superficiales de producción, también --

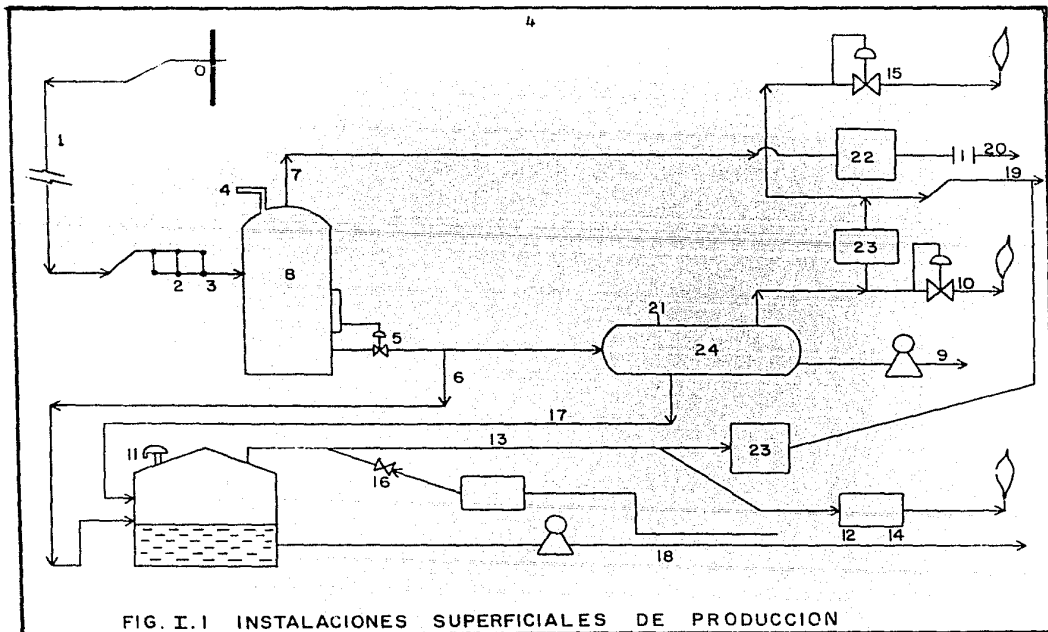
determinar gasto, diámetro y presión en gasoductos y oleoductos, - en el segundo y tercer capítulo de este trabajo se muestra la separación en dos fases de separadores verticales y horizontales -- así como su descripción y su diseño gráfico y analítico.

En general este trabajo tiene como objetivo poder diseñar todas las instalaciones de producción en superficie, así como diseñar los equipos que forman parte de éstas instalaciones.

La descripción de las instalaciones de producción se puede ver en la Fig. (I.1) donde las partes de que cuenta se enlistan - enseguida:

- 0.- Estrangulador
- 1.- Tubería de descarga del pozo
- 2.- Colector de medición
- 3.- Colector de producción general
- 4.- Válvula de seguridad en los separadores
- 5.- Válvulas de control de nivel de los separadores
- 6.- Colector de aceite
- 7.- Colector de gas
- 8.- Separadores
- 9.- Colector de aceite de tanque de balance
- 10.- Válvula de relevo de aceite de tanque de balance
- 11.- Válvula de presión vacío en tanque de almacenamiento
- 12.- Arrestaflamas en líneas de vapores
- 13.- Colector de vapores

- 14.- Válvulas térmicas en líneas de vapores
- 15.- Válvulas de contrapresión en descarga de gas
- 16.- Válvulas reguladoras para inyección de gas a tanques de almacenamiento.
- 17.- Colector de aceite de tanques de balance a almacenamiento
- 18.- Oleoductos
- 19.- Gasoductos
- 20.- Medidores de orificio
- 21.- Válvulas de contrapresión en tanque de balance
- 22.- Compresoras
- 23.- Recuperadora de vapores
- 24.- Tanque de balance



C A P I T U L O II

CLEODUCTOS Y GASODUCTOS.

II.1 Cálculo de la línea de escurrimiento.

Método práctico (Diámetro equivalente).

- a).- Cálculo del diámetro considerando que maneja únicamente aceite.
- b).- Cálculo del diámetro considerando que maneja únicamente gas.

Método práctico:

- a).- Cálculo del diámetro considerando que maneja únicamente aceite.

Fórmula práctica para flujo turbulento:

$$H = 0.02649 \frac{f L (Q_0)^2}{d^5} \dots\dots\dots 2.1$$

donde: H = Altura equivalente en columna de agua en m.

f = Factor de fricción.

Q₀ = Gasto manejado en Bls/día.

d = Diámetro interior de la tubería en Pg.

L = Longitud en Km.

Determinación del factor de fricción (f) a partir del número de Reynolds.

Fórmulas: $N.R. = \frac{Q}{DK}$ en donde K = Stokes. 2.2

a).- $K' = 0.22 T - \frac{195}{T}$: si $50 < T < 100$

b).- $K' = 0.22 T - \frac{180}{T}$: si $T < 50$

c).- $K = 0.22 T - \frac{135}{T}$: si $T > 100$

K' = Viscosidad en centistoke.

T = Viscosidad en S.S.U.

$$K = \frac{K'}{100} ; K \text{ (Stokes)}$$

Con el valor de K obtenido y un diámetro de línea supuesto se sustituyen valores en la fórmula (2.2).

donde: N.R. = Número de Reynolds.

Q = Gasto que se va a manejar en Els/día.

D = Diámetro interior (supuesto) de la tubería en Pg.

K = Viscosidad cinemática en Stokes.

Nota: Cuando la viscosidad esta dada en poises únicamente se dividira entre la densidad del líquido en (gr/cm^3) para obtener la viscosidad en Stokes.

$$K \text{ (stokes)} = \frac{\mu \text{ (Poises)}}{\rho \text{ (gr}/\text{cm}^3)}$$

Con el valor de N.R. obtenido se determina el factor de fricción "f" usando la tabla (2.1) el cual a su vez es sustituido en la ecuación (2.1) para obtener el diámetro real (d).

En el supuesto caso que el diámetro real obtenido (d) difiera del supuesto (con una cierta tolerancia), se recalculará el número de Reynolds con el diámetro encontrado real (d) y se continuará hasta obtener el nuevo diámetro.

Ejemplo:

Calcular el diámetro de una línea de escurrimiento para un pozo con la siguiente información:

Aceite $Q_o = 10,000$ Bls/día.

Gas $Q_g = 16.80$ MMPCD.

$RGA = 300$ m³/m³.

$DP = 5$ Kg/cm²

$L = 2.5$ Km.

$T = 71$ S.S.U.

$d = ?$

$D =$ Diámetro supuesto.

a).- Cálculo del diámetro considerando que la línea maneja únicamente aceite.

Como $50 < T < 100$ se usa la fórmula siguiente para obtener la viscosidad en centistokes.

$$K' = 0.22 T - \frac{195}{T}$$

$$K' = 0.22 (71) - \frac{195}{71} = 12.8735 \text{ centistokes.}$$

$$K = 0.1287 \text{ Stokes.}$$

Suponiendo un diámetro (D) = 5"

$$N.R. = \frac{Q_0}{DK} = \frac{10.000}{5 (0.1287)} = 15,540$$

de la tabla No. (2.1) en D de 6" a 24" , obtenemos " f "; también puede obtenerse por medio del diagrama de Moody considerando la -- rugosidad relativa (E/d) = 0.0002 (Fig. 2.1).

N.R.	f
15,000	0.0285
20,000	0.0265

Interpolando para N.R. = 15,540

$$\begin{array}{r}
 5,000 \text{ -----} 0.0020 \\
 540 \text{ -----} x \\
 x = \frac{540 (0.002)}{5000} = 2.16 \times 10^{-4}
 \end{array}$$

Obtenemos f = 0.0283

Sustituyendo en la ec. (2.1):

$$H = 0.02649 f \frac{L (Q_0)^2}{d^5}$$

$$\text{donde } H = \frac{(10 P)}{P_0} = \frac{(10 \times 5)}{0.89} = 56 \text{ m. de columna de aceite } 0.89$$

$$56 = \frac{0.02649 (0.0283) (2.5) (10,000)^2}{d^5}$$

$$d^5 = \frac{187,417}{56} = 3346$$

$$d = \sqrt[5]{3346} = 5.07''$$

b).- Cálculo del diámetro considerando que la línea de descarga ma neja únicamente gas.

Para este caso se usa la ecuación de Weymouth.

$$DP = P_1 - P_2 = 0.000504 \frac{(p_o)^2 (Q_g)^2 LGT}{(T_o)^2 P_m (d)^{5.33}} \dots\dots\dots 2.3$$

Despejando d:

$$d = 5.33 \sqrt{\frac{0.000504 (P_o)^2 (Q_g)^2 LGT}{(T_o)^2 P_m DP}} \dots\dots\dots 2.4$$

Donde:

DP : Diferencial de presión en lb/pg² manométricas.

P1 : Presión de entrada en lb/pg² absolutas.

P2 : Presión de salida en lb/pg² absolutas.

Po : Presión base en lb/pg² absolutas.

To : Temperatura base en °R.

Qg : Gasto de gas en millares de pies³/día.

L : Longitud de la línea en pies.

G : Gravedad específica del gas (aire = 1.0)

T : Temperatura de flujo en °R

P_m : Presión media = $\frac{P_1 + P_2}{2}$ en lb/pg² absolutas

d : Diámetro interno en pg.

Una vez que se obtienen los diámetros para manejar aceite - y para manejar gas, se calculará el diámetro equivalente con la siguiente ecuación:

$$D_e^{2.530} = d_1^{2.530} + d_2^{2.530} \dots\dots\dots 2.5$$

D_e: diámetro de diseño para la línea de escurrimiento.

Datos para el cálculo del diámetro "d" considerando que la línea maneja únicamente gas.

$$P_o = 14.73 \text{ lb/pg}^2$$

$$T_o = 86 \text{ }^\circ\text{F} + 460 = 546 \text{ }^\circ\text{R} \text{ ya que } 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$Q_g = 16.80 \text{ MMPCD} = 16800 \text{ millares de pies}^3/\text{día.}$$

$$RGA = 300 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$L = 2.50 \text{ Km.} = 8200 \text{ pies}$$

$$G = 0.78$$

$$DF = 5 \text{ Kg/cm}^2 = 71 \text{ lb/pg}^2$$

$$P_1 = 171 \text{ lb/pg}^2 \text{ man.}$$

$$P_2 = 100 \text{ lb/pg}^2 \text{ man.}$$

$$P_m = 150.23 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$$

$$T : \text{Temperatura de flujo} = 176 \text{ } ^\circ\text{F} + 460 = 636 \text{ } ^\circ\text{R}$$

Nota: P2 es la presión que se considera será la del cabezal de la gada de pozos:

$$P_1 = P_2 + DP$$

$$d = 5.33 \sqrt{\frac{0.000504 (14.73)^2 (16800)^2 (8200) (0.78) (636)}{(546)^2 (150.23) (71)}}$$

$$d = 5.33 \sqrt{39483.927} = 7.28 \text{ pg.}$$

Para determinar el diámetro equivalente utilizamos la ecuación (2.5)

$$De = 2.530 \sqrt{5.07^{2.530} + 7.28^{2.530}}$$

$$De = 2.530 \sqrt{60.76 + 151.772} = 8.316 \text{ pg.}$$

Con el diámetro equivalente (De) y revisando las tablas de tuberías para manejar la producción, se debe escoger el diámetro inmediato superior.

TABLA 2.1

No. RE.	Coeficientes de fricción "f" para:	
	"d" de 1" a 4"	"d" de 6" a 24"
1 000	0.0640	0.0640
3 000	0.0480	0.0460
4 000	0.0480	0.0460
6 000	0.0380	0.0367
8 000	0.0365	0.0336
9 000	0.0345	0.0323
10 000	0.0340	0.0313
11 000	0.0333	0.0305
<u>15 000</u>	0.0316	<u>0.0285</u>
<u>20 000</u>	0.0299	<u>0.0265</u>
26 000	0.0283	0.0250
30 000	0.0274	0.0242
35 000	0.0265	0.0233
50 000	0.0250	0.0216
70 000	0.0236	0.0203
90 000	0.0224	0.0191
125 000	0.0210	0.0177
150 000	0.0203	0.0170
175 000	0.0195	0.0166
200 000	0.0185	0.0163
230 000	0.0183	0.0161
260 000	0.0181	0.0159

CONTINUACION DE LA TABLA 2.1

300 000	0.0179	0.0157
350 000	0.0177	0.0153
400 000	0.0173	0.0150
500 000	0.0171	0.0145
600 000	0.0167	0.0141
700 000	0.0163	0.0137
800 000	0.0160	0.0134
1 x 10 ⁶	0.0156	0.0130

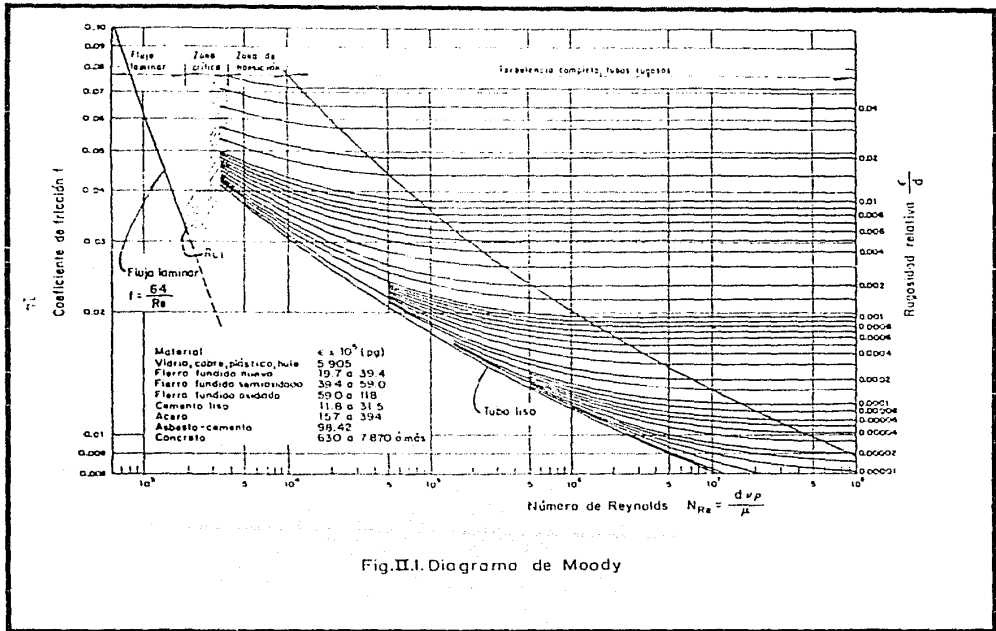


Fig.II.1. Diagrama de Moody

II.2 Cálculo del gasoducto.

Las fórmulas más usuales para la determinación de la capacidad de transporte de gas en tuberías son las siguientes:

a).- Fórmula de Weymouth.

b).- Fórmula de Panhandle.

a).- Fórmula de Weymouth:

Esta fórmula se emplea para el cálculo de gasoductos que --
trabajan con un alto índice de eficiencia.

$$Q = 433.45 \frac{T_o}{P_o} \left[\frac{d^{16/3}}{GTL} \right]^{1/2} \left[P_1^2 - P_2^2 \right]^{1/2} \dots\dots 2.6$$

Donde:

- Q : pies³/día @ condiciones estandard.
- d : Diámetro interior de la línea en pg.
- L : Longitud de la línea en millas.
- G : Densidad del gas (aire = 1.0).
- T_o : Temperatura base del lugar en °R.
- T : Temperatura de flujo en °R.
- P_o : Presión base en lb/pg² abs.
- P₁ : Presión inicial en lb/pg² abs.
- P₂ : Presión final en lb/pg² abs.

Despejando el diámetro, (fórmula práctica):

$$D = 5.33 \sqrt{\frac{0.000504 (P_o)^2 (Q_g)^2 L G T}{(T_o)^2 P_m D P}} \dots\dots\dots 2.7$$

Donde:

L : Longitud de la línea en pies.

Qg : Gasto de gas en millares de pies³/día. (MPCD)

$$P_m = \frac{P_1 + P_2}{2}$$

DP = P1 - P2 (caída de presión)

En nuestro caso:

G = 0.78

Qg = 168 000 MPCD

L = 20 Km. = 65 600 pies (distancia a la estación de com--
presión).

To = 546 °R

T = 608 °R

Po = 14.73 psia.

P1 = 114.23 psia. (presión de salida de la batería).

P2 = 85 psi = 99.73 psia. (presión de succión de las compre-
soras de baja a alta presión).

DP = 14.5 psia.

$$P_m = \frac{114.23 + 99.73}{2} = 106.98 \text{ psia.}$$

Aplicando la ec. (2.7):

$$D = 5.333 \sqrt{\frac{0.000504 (14.73)^2 (168\ 000)^2 (65600) (0.78) 608}{(546)^2 (106.98) (14.5)}}$$

$$D = 5.333 \sqrt{\frac{9601.89 \times 10^{13}}{4.62441 \times 10^8}} = 5.333 \sqrt{2.07635 \times 10^8}$$

$$D = 36.26 \text{ pg.}$$

b).- Fórmula de Panhandle:

La fórmula de Panhandle se emplea frecuentemente para el -- cálculo de gasoductos de diámetros grandes y con diferentes factores de eficiencia.

Este factor de eficiencia se ha calculado con datos reales de campo y se ha observado en los diferentes gasoductos que es aproximadamente del 65% de eficiencia.

$$Q = 737 \left[\frac{T_o}{P_o} \right]^{1.02} E \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{T L G^{0.961}} \right]^{0.510} d^{2.53} \dots 2.8$$

Despejando el diámetro:

$$d = 2.53 \sqrt{\frac{Q}{737 \left[\frac{T_o}{P_o} \right]^{1.02} E \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{T L G^{0.961}} \right]^{0.510}}} \dots 2.9$$

Donde:

Q : Gasto de gas en pies³/día

L : Longitud de la línea en millas.

E : Factor de eficiencia.

Con los mismos datos utilizados en el ejemplo anterior pero ahora aplicando la ecuación de Panhandle para calcular el diámetro (ec'n. 2.9):

Entonces:

$$Q = 168\ 000\ 000 \text{ pies}^3/\text{día}$$

$$L = 12.43 \text{ millas}$$

$$E = 0.65$$

Sustituyendo:

$$d = 2.53 \sqrt{\frac{168\ 000\ 000}{737 \left[\frac{546}{14.73} \right]^{1.02} 0.65 \left[\frac{114.23^2 - (99.73)^2}{(608)(12.43)(78)^{0.961}} \right]^{0.510}}}$$

$$d = 2.53 \sqrt{\frac{168\ 000\ 000}{13690.908}} = 2.53 \sqrt{12270.917}$$

$$d = 41.32 \text{ pg.}$$

Por lo tanto se utilizará una tubería de 42 pg. API Standard 5L x - 42, con espesor de 0.375 pg. o sea diámetro interior de 41.25 pg. con una presión máxima de operación de 300 lb/pg².

Ahora, aplicando la ecuación (2.8), calculemos el gasto que manejará esta tubería con el diámetro de 41.25 pg. y con la eficiencia de 0.65.

$$Q = 737 \left[\frac{546}{14.73} \right]^{1.02} 0.65 \left[\frac{(114.23)^2 - (99.73)^2}{(608)(12.43)(78)^{0.961}} \right]^{0.510} 41.25^{2.53}$$

Q = 167.28 MMPCD con 65% de eficiencia.

II.3 Propiedades de la materia.

Materia.- Todo cuerpo homogéneo se encuentra formado por -- partículas a las cuales se ha denominado moléculas, las que son iguales entre si. Las moléculas están formadas por átomos estos por electrones, protones y neutrones.

Todo cuerpo tiene las propiedades de extensión, gravitación e inercia.

II.3.1 Sólidos.- Son aquellos que debido a la fuerza de atracción entre sus moléculas (cohesión) permanecen unidos, y sólo se deforman por la acción de grandes fuerzas externas.

II.3.2 Elasticidad.- Se dice que un sólido es elástico cuando después de deformado, al cesar las fuerzas externas recupera forma y dimensiones anteriores.

II.3.3 Líquidos.- Son aquellas sustancias en las que sus moléculas se atraen y repelen con la misma intensidad y se caracterizan por ser prácticamente incompresibles.

Nota.- Existen sustancias intermedias entre sólido y líquido como el caso de la cera que presenta las características de sólido (forma), pero no desarrolla fuerzas elásticas, es decir que con cierta presión se le puede hacer fluir sin que regrese a su posición original.

II.3.4 Gases.- Son aquellos en que las fuerzas de repulsión de sus moléculas son mayores que las de atracción, por tal razón llenan - en su totalidad cualquier depósito. La velocidad con que se mueven sus moléculas es mayor que la de los líquidos (energía cinética).

Nota.- Los gases y los líquidos se denominan fluidos, ya que se -- deforman continuamente cuando se les sujeta a un esfuerzo cortante.

Masa.- Es la cantidad de sustancia que posee un cuerpo.

Diferencia entre un sólido y un fluido.- Las moléculas de - un sólido tienen entre si mayor cohesión que las de un fluido. En un sólido las fuerzas de atracción entre sus moléculas es tan gran de que éste tiende a mantener su forma, mientras que en un fluido las fuerzas de atracción molecular son mas pequeñas, por lo cual - no tienen forma propia, sino que adoptan la del recipiente que los contiene. Existen sólidos plásticos que fluyen bajo ciertas condiciones particulares y algunos metales que escurren al estar sometidos a altas presiones. Por otro lado existen fluidos muy viscosos que por no fluir fácilmente es común confundirlos con un sólido - plástico.

Diferencia entre un gas, un vapor y un líquido.- Se conside ra fluido a un gas o un líquido indistintamente. En un gas, sus moléculas se encuentran muy separadas entre si, por lo tanto, es un fluido muy compresible y además, cuando la presión externa desaparece tiende a expandirse indefinidamente. Así pues, un gas está en

equilibrio sólo cuando se encuentra confinado. Un líquido es relativamente incompresible y si la presión externa desaparece - excepto su presión de vapor-, la cohesión existente entre sus moléculas lo mantiene unido, de forma tal que el líquido no se expanda indefinidamente; por ésta razón los líquidos pueden presentar una superficie libre, sin necesidad de que esté actuando una presión - sobre ella, excepto su presión de vapor.

Un vapor es un gas cuyas condiciones de presión y temperatura son tales que se encuentre cercano a la fase líquida.

Dado que el volumen de un gas o vapor es más afectado por las variaciones de la presión y la temperatura, al tratar con un gas, es necesario tomar en cuenta estos factores.

En resumen, las diferencias esenciales entre un líquido y un gas son: los líquidos son prácticamente incompresibles en tanto que los gases son compresibles y, un líquido ocupa un volumen definido y tiene superficies libres, mientras que una masa dada de gas se expande hasta ocupar todas las partes del recipiente que lo contiene.

II.3.5 Gravedad.- Es una característica de la materia que consiste en que todos los cuerpos se atraen en razón directa de sus masas e inversamente con el cuadrado de sus distancias. En el caso de los cuerpos que están cautivos en la superficie de la tierra las masas determinantes en la atracción son: la de la tierra y la del cuerpo, ésta última en función de su masa. Como resultado de esta mutua atracción tenemos una fuerza.

Nota.- La masa de un cuerpo es constante, mientras que su peso ---

puede variar según su ubicación.

II.3.6 PESO MOLECULAR.- Es la suma de los pesos atómicos de los átomos que forman una molécula, tomando como base su peso atómico - del hidrógeno = 1.0

Así tenemos que el Metano CH_4

Peso atómico del C = 12

Peso atómico del (H_4) = 4

Peso molecular (CH_4) = 16

O sea que un mol de CH_4 tiene 8 veces más la masa de un mol de hidrógeno (H_2) .

II.3.7 DENSIDAD.- La densidad de una sustancia se define como su - masa por unidad de volumen:

$$\rho = \frac{\text{masa}}{\text{volumen}} = \frac{m}{V}$$

II.3.8 PESO ESPECIFICO.- El peso específico de una sustancia se -- define como la relación entre su peso por unidad de volumen, y representa la fuerza que ejerce la aceleración de la gravedad por unidad de volumen de fluido, ésto es:

$$\gamma = \frac{\text{fuerza de gravedad}}{\text{volumen}} = \frac{\text{peso}}{\text{volumen}} = \frac{W}{V}$$

La densidad y el peso específico, de acuerdo a la segunda ley de Newton, se relacionan de la siguiente manera:

$$W = mg$$

dividiendo entre el volumen:

$$\frac{W}{V} = \frac{m g}{V}$$

entonces se tiene:

$$\gamma = \rho g$$

II.3.9 VOLUMEN ESPECIFICO.- El volumen específico de una sustancia, es el volumen ocupado por unidad de peso del fluido:

$$V_s = \frac{\text{volumen}}{\text{peso}} = \frac{V}{W}$$

entonces, el volumen específico de una sustancia es el inverso de su peso específico y generalmente se aplica a los gases:

$$V_s = \frac{1}{\gamma}$$

II.3.10 DENSIDAD RELATIVA.- La densidad relativa de un cuerpo (sólido o líquido), es un número adimensional que está dado por la re

lación del peso del cuerpo al peso de un volumen igual de una sustancia que se toma como referencia; en este caso se hace con el agua pura @ 4°C y 1.0 atm. de presión.

Es equivalente tomar la relación entre la densidad o el peso específico de la sustancia con su correspondiente al agua pura.

$$\rho_r = \frac{\text{peso del cuerpo}}{\text{peso agua pura}} = \frac{\gamma}{\gamma_w} = \frac{\rho}{\rho_w}$$

De lo anterior se deduce que la densidad relativa de una -- sustancia viene dada por el mismo número en cualquier sistema de -- unidades.

Cuando se trata de un gas se utiliza el concepto de gravedad específica (SG): la cual se define como la relación entre la -- densidad de un gas y la de otro, que puede ser aire, libre de dióxido de carbono, o el hidrógeno, medidos a una presión y una temperatura determinadas, por lo que es necesario especificar con respecto a cual se toma y las condiciones de medición:

$$SG = \frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{aire}}} = \frac{\gamma_{\text{gas}}}{\gamma_{\text{aire}}}$$

Es común obtener la gravedad específica de un gas, haciendo la relación del peso molecular (\bar{M}) con respecto al del aire.

$$SG = \frac{\text{peso molecular del gas}}{\text{peso molecular del aire}} = \frac{\bar{M}_{\text{gas}}}{\bar{M}_{\text{aire}}}$$

donde: \bar{M} aire = 28.971 $\frac{\text{lb}}{\text{mole-lb}}$

II.3.11 TENSION SUPERFICIAL.- La tensión superficial es la tendencia de un líquido a ofrecer la mínima superficie libre, es decir, la superficie líquida en contacto con un gas tiende a encogerse.

Los líquidos tienen dos formas de atracción molecular: la cohesión que permite a un líquido resistir los esfuerzos cortantes y, la adhesión que le permite "adherirse" a otros cuerpos.

Cuando la adhesión es mas fuerte que la cohesión, se dice que el líquido es capaz de mojar la superficie sólida con la que esta en contacto, sufriendo una elevación en el punto de contacto.

II.3.12 PRESION CAPILAR.- Puede definirse como la presión diferencial que existe en una interfase curva que se tiene entre dos fluidos.

Cuando dos fluidos entre sí no miscibles están saturando un medio poroso, se genera entre los dos una interfase curva. Normalmente sólo uno de los fluidos moja la superficie y el otro, o sea el no mojante, está contenido dentro del primero.

La presión en el lado no mojante de la interfase es más alta que la presión inmediata a la interfase dentro del lado mojante. A la diferencia de estas presiones se le define como Presión capilar.

$$P_c = P_{nm} - P_m$$

P_{nm} : Presión en la fase no mojante

P_m : Presión en la fase mojante.

II.3.13 VISCOSIDAD.- Es la constante de proporcionalidad entre -- el esfuerzo cortante y el gradiente de velocidad de un líquido respecto a la distancia.

En un fluido real, siempre actúan fuerzas tangenciales o -- cortantes cuando existe movimiento, dando lugar a las fuerzas de - fricción y que se deben a la propiedad de los fluidos llamada viscosidad.

$$F = \frac{dv}{dy}$$

La resistencia a la deformación de un fluido, es decir, la viscosidad, depende de:

$$\mu = \mu(T, P).$$

II.3.14 VISCOSIDAD CINEMATICA.- En muchos problemas en los que interviene la viscosidad absoluta, frecuentemente aparece la viscosidad dividida por la densidad; este cociente se define como viscosidad cinemática, cuyo nombre proviene de que sus dimensiones son únicamente de tipo cinemático, esto es:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{M^1 L^{-1} T^{-1}}{M^1 L^{-3}} = M^0 L^2 T^{-1}$$

La unidad cm^2/seg recibe el nombre de Stoke, aunque es más común - usar el centistoke.

II.3.15 PRESION HIDROSTATICA.- La presión sobre las paredes o en el seno de un líquido está dada por el peso de la columna de ese líquido desde la superficie hasta la profundidad que se desee conocer la presión, equivale lo anterior a decir que por cada 10 m de profundidad tenemos 1 Kg/cm² si se trata de agua. En caso de tener un líquido de densidad menor al agua se puede determinar la presión con la siguiente expresión:

$$P = \frac{(\text{altura}) (\rho_L)}{10}$$

donde: altura : en metros

ρ_L : en gr/cm³

P : en Kg/cm²

II.3.16 PRESION DE LOS GASES.- Como introducción se hace notar que las moléculas de los gases se mueven continuamente en todas direcciones provocando choques entre ellas y las paredes del recipiente contenedor. Esta velocidad se incrementa con la temperatura.

Entonces el número de impactos que las moléculas hagan sobre una unidad de área será constante si se mantienen constantes la temperatura y el volumen. A este conjunto de fuerzas por unidad de área se le denomina presión, en términos prácticos en un depósito de dimensiones pequeñas y sin desplazamiento del gas la presión es la misma en todo el recipiente.

Cuando la columna de gas es del orden de kilómetros verticales dependiendo de la densidad del gas puede tenerse que:

$$P_2 = P_1 e^{\frac{0.01875 \text{ g D}}{\bar{Z} \bar{T}}}$$

donde: P_1, P_2 : en lb/pg²

D : en pies

\bar{T} : en °R

o también:

$$P_2 = P_1 \left[1 + \frac{\left[\frac{D}{1000} \right]^{1.5}}{100} \right]$$

II.3.17 PRESION ABSOLUTA.- Este concepto se refiere a la presión existente en un depósito sumando a la presión manométrica la correspondiente a la presión atmosférica, que al nivel del mar le corresponde 1.033 Kg/cm².

II.3.18 TEMPERATURA.- La temperatura es un parámetro que nos indica la cantidad de calor contenido en un cuerpo. La temperatura, es unidad básica en todos los sistemas de unidades.

$$^{\circ}\text{R} = ^{\circ}\text{F} + 460$$

$$^{\circ}\text{K} = ^{\circ}\text{C} + 273$$

R y K son las temperaturas absolutas.

Conversion de °C a °F y viceversa:

$$^{\circ}\text{F} = 9/5 ^{\circ}\text{C} + 32$$

$$^{\circ}\text{C} = 5/9 (^{\circ}\text{F} - 32)$$

II.3.19 PODER CALORIFICO DE LOS GASES.- Dado que el petroleo es - una mezcla de moléculas, formadas principalmente por hidrógeno y - carbono, y que éste último es el combustible, una mezcla producirá mayor calor, cuanto mayor sea la proporción de carbono respecto a su hidrógeno. Así el C_2H_6 producirá mayor calor que el CH_4 , para - un mismo volumen.

Los gases se reportan en volumen @ condiciones estándar de presión y temperatura (1 Atm. y $60^{\circ}F$).

Para un elemento digamos el metano se tiene:

Densidad = $0.042429 \text{ lb/pie}^3 @ \text{ c.s.}$

Poder calorífico = 23898 BTU/lb

$0.042429 (23898) = 1013.97 \text{ BTU/pie}^3$ Poder calorífico.

Para una mezcla, se multiplica la fracción molar de cada -- componente por su correspondiente poder calorífico y la sumatoria de los resultados obtenidos nos dá el poder calorífico de la mez--cla.

Este poder calorífico de la mezcla es un dato indispensable para la comercialización del gas.

II.4 FLUJO LAMINAR Y TURBULENTO.

Osborne Reynolds demostró en 1883 que existen dos diferentes tipos de flujo. Inyectó finas hebras de líquido coloreado con la misma densidad del agua, a la entrada de un tubo de vidrio conectado a un tanque con agua. Al final del tubo colocó una válvula que le permitía variar el flujo. Cuando la velocidad en el tubo es pequeña, el líquido coloreado se ve como una línea recta a lo largo de todo el tubo, mostrando que las partículas de agua se mueven en líneas paralelas rectas. Aumentando la velocidad del agua gradualmente, esto se logra abriendo la válvula, existe un punto en el cual el flujo cambia. La línea empieza a ondularse y a corta distancia de la entrada se rompe en numerosos vértices, entonces el colorante queda distribuido uniformemente sin que se distingan las líneas de flujo.

Observaciones posteriores han demostrado que en el último tipo de flujo las velocidades están sujetas a fluctuaciones irregulares continuas.

El primer tipo se conoce como flujo laminar o viscoso. El significado de estos términos es porque pareciera que el fluido se mueve por el deslizamiento de laminaciones de espesor infinitesimal con relación a las capas adyacentes; o sea, las partículas se mueven en trayectorias definidas y observables, como se ve en la figura II.2; y también, es característico de los fluidos viscosos o en los que la viscosidad tiene una importancia significativa.

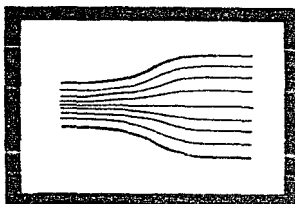


Fig. II.2 FLUJO LAMINAR O VISCOSO.

El segundo tipo se conoce como flujo turbulento y se ilustra en la fig. II.3, donde (a) representa el movimiento irregular de un gran número de partículas durante un intervalo pequeño de tiempo, y (b) muestra la trayectoria irregular de una sola partícula durante un intervalo considerable de tiempo. Una característica distintiva de la turbulencia es que ésta es irregular, o sea no existe una frecuencia definida, como podría ser el oleaje, además de no regirse por ningún patrón como en el caso de los remolinos.

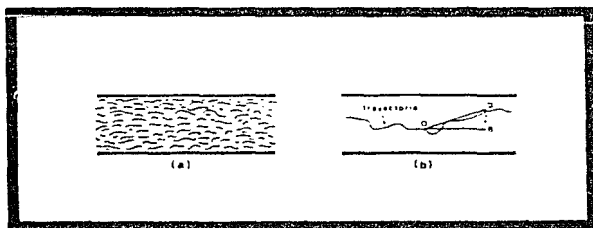


Fig. II.3 FLUJO TURBULENTO.

II.4.1 NUMERO DE REYNOLDS.

En el flujo de un fluido a través de un conducto completa-- mente lleno, la gravedad no afecta al patrón de flujo. También es evidente que la capilaridad carece de importancia y por tanto, las fuerzas significativas son las de inercia y de fricción del fluido debidas a la viscosidad. Lo anterior también es válido para un ae-- roplano viajando a velocidades bajo las cuales se debe tomar en -- cuenta la compresibilidad del aire.

Considerando la relación de las fuerzas de inercia a las -- viscosas se obtiene el parámetro llamado número de Reynolds o N_R - en honor de Osborne Reynolds. La relación de estas dos fuerzas es:

$$N_R = \frac{F_I}{F_V} = \frac{\rho v^2 L^2}{\mu v L} = \frac{\rho v L}{\mu} = \frac{v L}{\nu}$$

Para un sistema consistente de unidades, el número de Rey-- nolds es adimensional. La dimensión lineal L puede ser cualquier - longitud significativa en el patrón de flujo. Así, para una tuberí a completamente llena, L puede ser el diámetro o el radio y por -- consiguiente, el valor numérico del número de Reynolds (N_R) varía en forma concordante. Generalmente se usa el diámetro de la tuberí a al valor L .

Si la pérdida de carga a lo largo de una tubería uniforme - dada, se mide a diferentes velocidades, se encuentra que, si la -- longitud y la velocidad son lo suficientemente bajas para asegurar

flujo laminar, la pérdida de carga, debida a la fricción es directamente proporcional a la velocidad, como se muestra en la Fig. II .4. Pero cuando se incrementa la velocidad de flujo hasta un punto "B", y observando el flujo en un tubo transparente, se nota el cambio de flujo laminar a turbulento y además existe un cambio súbito en el gasto en el cual varía la pérdida de carga. Graficando las dos variables en un papel logarítmico, se ve que, después de una cierta región de transición, el rango de la pendiente varía entre 1.75 y 2.00.

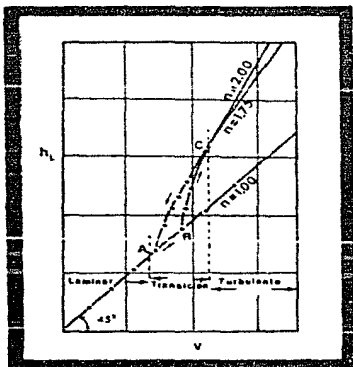


Fig. II.4 GRAFICA LOG-LOG PARA EL FLUJO EN UN TUBO UNIFORME.

También se puede ver que para flujo laminar, el cambio de energía debido a la fricción varía conforme a la función ϕ , mientras que para flujo turbulento, la fricción varía conforme a ϕ^n .

donde el rango de "n" va de 1.75 a 2.00. El valor mínimo (1.75),-- para flujo turbulento se encuentra en tuberías con paredes lisas - y cuando la rugosidad de la pared se incrementa, también el valor de "n" aumenta hasta un máximo valor (2.00).

Los puntos en la Fig. II.4, se obtuvieron directamente de las mediciones de Reynolds y muestran curvas determinadas en la zona de transición, donde los valores de "n" son algunas veces mayores que 2.00. Si la velocidad se reduce gradualmente, desde un valor alto, la línea "BC" no sigue el mismo camino, sino que caen -- sobre la curva "CA". El punto "B" se conoce como el punto crítico superior y, "A" como el punto crítico inferior.

Por tanto, la velocidad no es el único valor que determina si el flujo es laminar o turbulento. El criterio a seguir es, usar el número de Reynolds. Para una tubería circular, la dimensión lineal "L" se puede tomar como el diámetro "d", entonces:

$$N_R = \frac{d v \rho}{\mu} = \frac{d v}{\nu}$$

donde, si se usa un sistema de unidades consistente, se obtiene -- N_R como un número adimensional.

II.4.2 NUMERO DE REYNOLDS CRITICO.

El número de Reynolds crítico superior, correspondiente al punto "B" en la Fig. II.4, en realidad es indeterminado y depende del cuidado que se tenga para prevenir la perturbación inicial que afecta al flujo. Este valor generalmente es aproximadamente igual a 4000, pero en tuberías circulares, se ha logrado mantener el flujo laminar. para valores del número de Reynolds tan altos como 50-000. Por otro lado, el flujo turbulento en una tubería recta, no es posible mantenerlo para valores inferiores a 2000, ya que la -- turbulencia se amortigua debido a la fricción viscosa. Este valor inferior, está mejor definido que el superior y es realmente el -- punto que identifica los dos tipos de flujo. Por tanto, este valor inferior de 2000, se define como el verdadero número de Reynolds - crítico y está sujeto a pequeñas variaciones. Este valor es menor para tuberías curvas que para rectas y, sin embargo para una tubería recta uniforme puede llegar a ser tan bajo como 1000, cuando - se tenga un grado excesivo de rugosidad. Pero para casos normales - de flujo en tuberías rectas con diámetros uniformes y rugosidad -- normal, el valor crítico se toma como $N_R = 2000$.

Para fluidos como agua y aire, están en la región de flujo turbulento. Pero si un fluido es aceite viscoso, frecuentemente se trata de flujo laminar.

II.5 Flujo multifásico en tuberías horizontales.

II.5.1. Patrones de flujo.- Es evidente que al fluir dos fases simultáneamente, lo pueden hacer en formas diversas. Cada una de estas formas constituye un patrón de flujo. La distribución relativa de una fase con respecto a la otra, se conoce como patrón o tipo de flujo.

En la Fig. II.5 se presenta una clasificación general de los patrones de flujo observados durante el trabajo experimental realizado por Beggs.

II.5.2. Colgamiento (H_L).- Se define como la relación entre el volumen de líquido existente en una sección de tubería @ las condiciones de flujo, entre el volumen de la sección aludida. Esta relación de volúmenes depende de la cantidad de líquido y de gas que fluyen simultáneamente en la tubería. Generalmente la velocidad con que fluye el gas es diferente de la velocidad con que fluye el líquido, existiendo un "resbalamiento" de una de las fases.

El término "resbalamiento" se usa para describir el fenómeno natural del flujo a mayor velocidad de una de las dos fases. Las causas del resbalamiento son diversas. La resistencia al flujo por fricción es mucho menor en la fase gaseosa que en la fase líquida. La diferencia en compresibilidades entre el gas y el líquido hace que el gas en expansión viaje a mayor velocidad que el líquido. El resbalamiento también es promovido por la segregación -

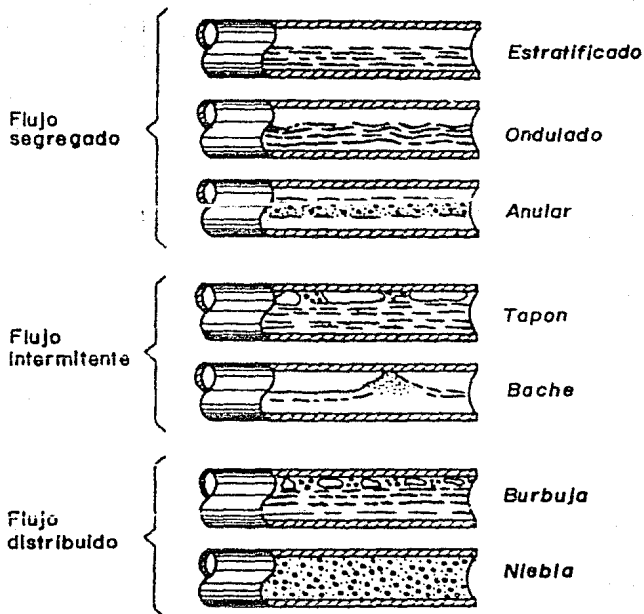


Fig. II.5 Patrones de flujo observados por Beggs en flujo horizontal.

gravitacional. Las fuerzas gravitacionales originan que el líquido se mueva a mayor velocidad que el gas, cuando el flujo es descendente; pero ocurre lo contrario en el flujo ascendente.

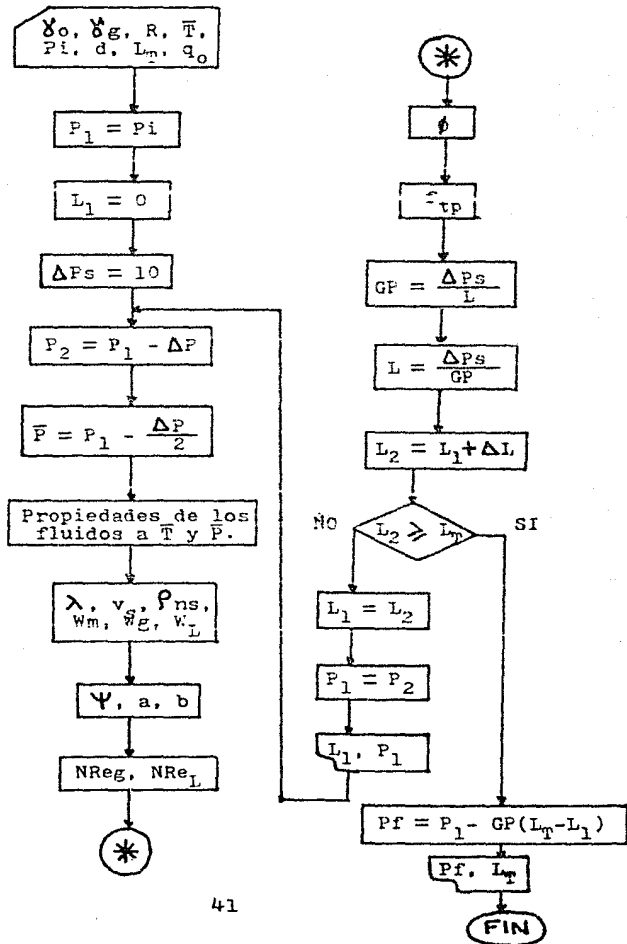
Otro concepto que se usa con frecuencia en los cálculos de gradientes para flujo multifásico, es el colgamiento sin resbalamiento (λ). Se define de la misma forma que H_L ; pero se calcula a partir de las condiciones de flujo (P y T) existentes, considerando las producciones obtenidas en la superficie (q_o y R).

II.5.3. Cálculo de la caída de presión en tuberías horizontales.

Generalmente se considera flujo isotérmico, para el cual -- las propiedades de los fluidos dependen exclusivamente de la presión. En este caso la predicción de la caída de presión, consiste en suponer una caída de presión ΔP y determinar el incremento de longitud ΔL , correspondiente a la ΔP supuesta, repitiéndose el procedimiento hasta alcanzar la longitud total. Naturalmente que la exactitud de los cálculos aumenta al reducir el incremento de presión supuesto; pero también aumenta la cantidad de trabajo requerida para el cálculo. Por esta razón se debe establecer un compromiso entre estos dos factores, teniendo en mente que el incremento de presión debe ser pequeño a presiones bajas, en las que la velocidad varía más rápidamente con la presión, no así a presiones altas en las que la variación es menor. Una regla establecida es usar incrementos de presión menores que el 10% del valor de la presión media.

Cuando no se considera flujo isotérmico, el cálculo del gra diente de presión implica un proceso iterativo, ya que la temperatura es una función de la distancia. Entonces, además de suponer una ΔP , se tiene que suponer una ΔL y de ahí determinar la temperatura media de flujo.

Enseguida se muestra un diagrama de flujo simplificado, utilizando el método de Bertuzzi, Tek y Poettmann.



II.6 Flujo por estranguladores.

Los estranguladores, orificios o reductores, no son otra cosa que un estrechamiento en las tuberías de flujo para restringir el flujo y aplicar una contrapresión al pozo.

Los estranguladores sirven para controlar la presión de los pozos, regulando la producción de aceite y gas o para controlar la invasión de agua o arena. En ocasiones sirve para regular la parafina, ya que reduce los cambios de temperatura; así mismo ayuda a conservar la energía del yacimiento, asegurando una declⁱnación más lenta de los pozos, aumentando la recuperación total y la vida fluvente.

El estrangulador se instala en el cabezal del pozo, en un múltiple de distribución, o en el fondo de la tubería de producción.

De acuerdo con el diseño de cada fabricante, los estranguladores presentan ciertas características, cuya descripción la proporcionan en diversos manuales; sin embargo, se pueden clasificar como se indica a continuación:

Estranguladores superficiales.

a) Estrangulador Positivo.- Están diseñados de tal forma que los orificios van alojados en un receptáculo fijo (porta-estrangulador), del que deben ser extraídos para cambiar su diámetro.

Las marcas más conocidas son: EPN, FIP, Cameron, y los hechizos que se fabrican en los talleres de máquinas y herramientas.

El uso en la industria es amplio por su bajo costo y fácil aplicación.

b) Estrangulador ajustable.- En este tipo, se puede modificar el diámetro del orificio, sin retirarlo del porta-estrangulador que lo contiene, mediante un dispositivo mecánico tipo revol-ver.

Una variante de este tipo de estranguladores, es la llamada válvula de orificio múltiple. Tiene un principio de operación bastante sencillo, puesto que el simple desplazamiento de los orificios del elemento principal equivale a un nuevo diámetro de orificio, y este desplazamiento se logra con el giro de un mecanismo operado manual o automáticamente y de fácil ajuste.

Dependiendo del tipo de estrangulador, se disponen de extremos roscados o con bridas y con presiones de trabajo entre 1500 y 15000 lb/pg².

Estranguladores de fondo.

a) Estranguladores que se aseguran en un dispositivo denominado "niple de asiento", que va conectado en el fondo de la TP. Estos estranguladores pueden ser introducidos o recuperados junto con la tubería, o bien manejados con línea de acero operada desde la superficie.

b) Estranguladores que se aseguran en la TP por medio de un mecanismo de anclaje que actúa en un cople de la tubería, y -- que es accionado con línea de acero.

Flujo Supersónico.

Se tiene flujo estable cuando la velocidad del fluido es mayor que la velocidad del sonido, ésto se logra bajo condiciones de flujo supersónico que debe cumplir:

$$\frac{P_2}{P_1} \leq 0.5283 \quad \dots\dots\dots 2.10$$

donde P1 : presión antes del estrangulador.

P2 : presión despues del estrangulador.

Si estamos en éste rango, las variaciones que se presenten en la tubería de descarga no afectarán las condiciones del yacimiento.

Se dice también que el flujo supersónico, representa la situación que existe cuando la presión y la distribución del gasto a través del yacimiento no cambia con el tiempo.

El comportamiento de flujo a través de un estrangulador, cuando el flujo es supersónico, se determina con la siguiente ecuación:

$$P_1 = \frac{A q_L R^B}{d_c^C} \quad \dots\dots\dots 2.11$$

donde: P_1 .- Presión corriente arriba, (lb/pg²)

q_L .- Producción de líquido, (bl/día)

R.- Relación gas libre líquido, (pies³/bl)

d_c .- Diámetro del estrangulador, (64 avos de pulgada)

A,B,C .- Constantes que dependen de la correlación y que toman los valores siguientes:

<u>Correlación</u>	<u>A</u>	<u>B</u>	<u>C</u>
Gilbert	10.0	0.546	1.89
Ros	17.40	0.500	2.00
Baxendell	9.56	0.546	1.90
Achong	3.82	0.650	1.89

La ecuación (2.11) puede expresarse en forma de línea recta que pasa por el origen.

$$P_1 = x q_L \quad \dots\dots\dots 2.12$$

donde $x = \frac{A R^B}{d_c^C} = \text{constante} \quad \dots\dots\dots 2.13$

La cual se cumple sólo cuando se tiene flujo supersónico.

Ejemplo: Determinar el diámetro del estrangulador que se requiere para controlar la producción de un pozo con las siguientes características:

$$q_L = 300 \text{ bl/día}$$

$$P_{th} = 120 \text{ lb/pg}^2$$

$$R = 400 \text{ pies}^3/\text{bl}$$

Despejando d_c de la ecuación (2.11) tenemos:

$$d_c = \left[\frac{A q_L R^B}{P_1} \right]^{1/C}$$

Y sustituyendo los datos y las constantes encontradas por Gilbert obtenemos:

$$d_c = \left[\frac{(10.0) (300) (400)^{0.546}}{120} \right]^{1/1.89}$$

$$d_c = 31.0$$

$$d_c = 31/64 \text{ de pg.}$$

III Batería de separadores.

En un sistema de separación en etapas la parte más importante es la optimización de la presión de separación. Existen -- dos aspectos importantes para optimizar las presiones de opera--- ción, en un sistema de separación gas-aceite por etapas:

1) Obtener en el tanque de almacenamiento la mayor canti--- dad de líquidos, que se encuentren estabilizados con la finalidad de que las pérdidas por vaporización sean mínimas.

2) Mínimos requerimientos de compresión.

La separación gas-aceite se inicia desde el momento del de presionamiento del aceite a partir del fondo del pozo hasta los - separadores y se lleva a efecto en dos formas:

1) Separación diferencial.

2) Separación flash.

En la TP y tubería de descarga se presenta la separación - flash.

En las baterías de separación se presenta la separación di ferencial o bien la (separación flash y diferencial) simultánea-- mente en el separador.

Lo ideal sería que desde el fondo del pozo hasta los separadores se presente la separación diferencial, ya que proporciona una mayor cantidad de líquidos y mejores condiciones de estabilización.

Método empírico para calcular la presión de separación en un sistema de separación en etapas.

T. Frick, publicó una tabla que puede ser útil para formar se un criterio, respecto al número de etapas de separación, en una central de recolección (batería).

No. de etapas de separación	% de aproximación a una separación diferencial.
2	0
3	75
4	90
5	96
6	98.5

El número de etapas más económico se encuentra entre un rango de 3 a 4 etapas, aunque en algunos casos se han utilizado hasta 7 etapas de separación.

Las relaciones de presiones de operación entre etapas en una separación de múltiple-etapa puede ser aproximada a la siguiente ecuación.

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{P_2}{P_3} = \frac{P_3}{P_4} = R$$

Los datos son: P_1 y P_4

$$P_3 = R P_4 \quad \dots\dots\dots \text{III.1}$$

$$P_2 = R P_3 \quad \dots\dots\dots \text{III.2}$$

Sustituyendo P_3 de III.1 en III.2

$$P_2 = R R P_4 = R^2 P_4$$

$$P_1 = R^3 P_4$$

$$P_1 = R^{n-1} P_n$$

haciendo: $n-1 = k$

$$\text{se tiene:} \quad R = \sqrt[k]{\frac{P_1}{P_n}} \quad \dots\dots\dots \text{III.3}$$

donde: n , número de etapas

P_1 , presión en la primera etapa. (lb/pg² abs)

P_2 , presión en la segunda etapa. (lb/pg² abs)

P_n , presión en el tanque de almacenamiento. (lb/pg² abs)

Cálculos flash deben hacerse para diferentes condiciones - supuestas de presión y temperatura para determinar el punto al -- cual se obtiene la mayor cantidad de líquidos. Sin embargo las ecuaciones expresadas anteriormente dan una aproximación práctica.

que puede ser usada si no se tiene otra información disponible, - para determinar la presión en la segunda etapa.

Presiones óptimas de separación en un sistema de separación en etapas.

La presión óptima de separación en cada etapa de un sistema de separación en etapas, es aquella a la cual se recupera el máximo volumen de líquido a condiciones estándar por volumen de fluidos producidos del yacimiento.

Para el cálculo de las presiones óptimas de separación se requieren datos de una separación instantánea para diferentes presiones.

A continuación se describe un método sencillo para la determinación de la presión óptima de separación en la segunda etapa, en un sistema de tres etapas.

Método para determinar la presión óptima de separación en la segunda etapa en un sistema de tres etapas.

En un sistema de separación de 3 etapas, la presión en la primera etapa (P_1) queda fija generalmente por los requerimientos de presión para transportar el gas a la planta de tratamiento. La presión en la tercera etapa (P_3), es la presión atmosférica. Entonces la presión que se puede optimizar, es la de la segunda etapa (P_2).

La determinación de la presión óptima de la segunda etapa, se basa en una correlación que que consta de dos ecuaciones que son:

a) Para mezclas que entran al sistema de separación con -- densidad relativa mayor que 1 respecto al aire:

$$P_2 = A (P_1)^{0.686} + C_1 \quad \dots\dots\dots 3.4$$

donde:

$$C_1 = \frac{A + 0.057}{0.0233} \quad \dots\dots\dots 3.5$$

b) Para mezclas que entran al sistema de separación con -- densidad relativa menor que 1 respecto al aire:

$$P_2 = A (P_1)^{0.765} + C_2 \quad \dots\dots\dots 3.6$$

donde:

$$C_2 = \frac{A + 0.028}{0.012} \quad \dots\dots\dots 3.7$$

En las ecuaciones 3.4 a 3.7 A, C₁, C₂, son funciones de la composición de los fluidos que entran al sistema; y P₁ y P₂ son -- presiones absolutas en lb/pg².

La constante A se determina mediante la Fig. III.1, utili- zando la densidad relativa de la mezcla que entra al sistema de --

separación y el porcentaje molar de metano, etano y propano en la mezcla.

Esta correlación da resultados con un error medio del 5%.

Ejemplo de aplicación.

Determinar la presión óptima de separación en la segunda etapa en un sistema de 3 etapas.

Datos: Presión de separación en la primera etapa, -----

$$P_1 = 700 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$$

COMPOSICION DE LA MEZCLA

COMPONENTE	FRACCION MOLAR	FRACCION MOLAR x PESO MOLECULAR	
		(tablas)	PESO MOLECULAR
			6.404
C ₁	0.40	16.01	3.007
C ₂	0.10	30.07	6.613
C ₃	0.15	44.09	8.718
C ₄	0.15	58.12	7.215
C ₅	0.10	72.15	4.309
C ₆	0.05	86.17	6.550
C ₇	0.05	131.00	42.816
	<u>1.00</u>		

De donde:

$$\text{Densidad relativa de la mezcla} = \frac{42.816}{M_a} = \frac{42.816}{28.97} = 1.4779$$

Como la densidad relativa de la mezcla es mayor que 1, se

utiliza la ecuación 3.4

$$\text{Como } C_1 + C_2 + C_3 = 40 + 10 + 15 = 65\%$$

de la Fig. III.1, $A = 0.45$

$$C_1 = \frac{0.45 + 0.057}{0.0233} = 21.76$$

y:

$$P_2 = 0.45 (700)^{0.686} + 21.76$$

$$P_2 = 62.02 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$$

que es la presión óptima en la segunda etapa.

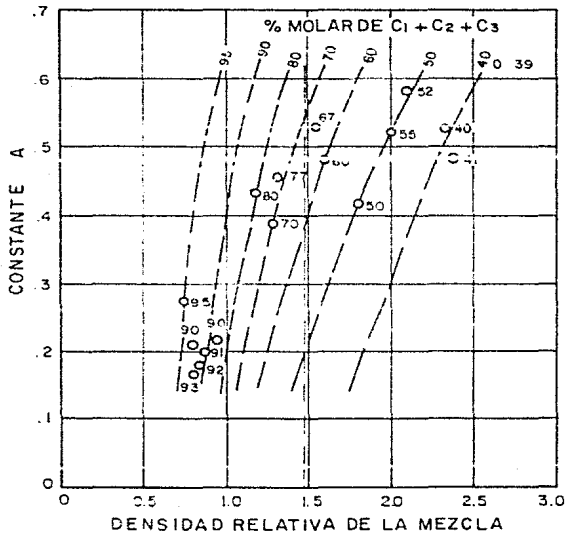


FIG. III. I. GRÁFICA PARA DETERMINAR LA CONSTANTE A

III.1 Optimización por recuperación de hidrocarburos líquidos a condiciones de almacenamiento.

Al operar un sistema de separación gas-aceite en etapas -- bajo condiciones que proporcionen la máxima recuperación de hidrocarburos líquidos, se tienen incrementos notables en la calidad y el volumen del aceite recuperado. También el gas separado tiene un mayor grado de estabilización; lo que es importante ya que si el gas se transporta, se reducen los problemas de operación por condensados en las líneas, y en caso de que sea necesario quemarlo, las pérdidas económicas serán menores al disminuir la cantidad de condensados arrastrados por la corriente de gas hacia el quemador.

En una etapa de separación, la corriente de hidrocarburos que alimenta al separador gas-aceite, es llevada físicamente a -- las condiciones de equilibrio de fases a la presión y temperatura del mismo, por lo que los volúmenes de gas y líquido separados se pueden determinar mediante cálculos de "Balance de materia", los cuales se presentan en el tema III.1.1.

El método para optimizar las presiones de operación en un sistema de separación por Recuperación de Hidrocarburos Líquidos consiste en que, conociendo la composición del fluido que alimenta al sistema de separación y las presiones de operación en la -- primera y la última etapa, se asignan presiones a las etapas intermedias con el fin de realizar un balance de materia vapor-lí--

quido que determine en cada una de las etapas propuestas: la relación gas-aceite total (RGAT), la densidad del aceite @ condiciones estándar y el factor de volumen del aceite @ condiciones de saturación (Bob). Este método es iterativo y el proceso se repite hasta determinar las presiones que proporcionen los valores mínimos de las tres variables mencionadas, ya que:

- Los valores mínimos de la relación gas-aceite total y la densidad del aceite @ condiciones de almacenamiento, indican que los hidrocarburos intermedios (C_3 a C_6), permanecen en la fase líquida, evitándose así, la pérdida de los mismos en el gas separado.
- El factor de volumen del aceite a la presión de saturación, varía ligeramente en función de las condiciones de separación que se tengan en la superficie. El valor mínimo de esta variable indica, que se requiere un volumen menor de aceite a las condiciones de saturación en el ya cimiento, para obtener una unidad de volumen de aceite @ las condiciones de almacenamiento.

En cada etapa del sistema, los valores mínimos de estas variables deben coincidir en una misma presión de separación, que será la correspondiente a la presión óptima de separación en dicha etapa. En la Fig. III.2, se muestra como quedan graficadas -- las variables respecto a las presiones de separación de la segunda etapa, en un sistema de tres etapas.

En el próximo tema se ilustra como determinar las propiedades de los fluidos (Bob, RGAT, °API) con la información obtenida de los cálculos del equilibrio vapor-líquido para cada etapa de separación.

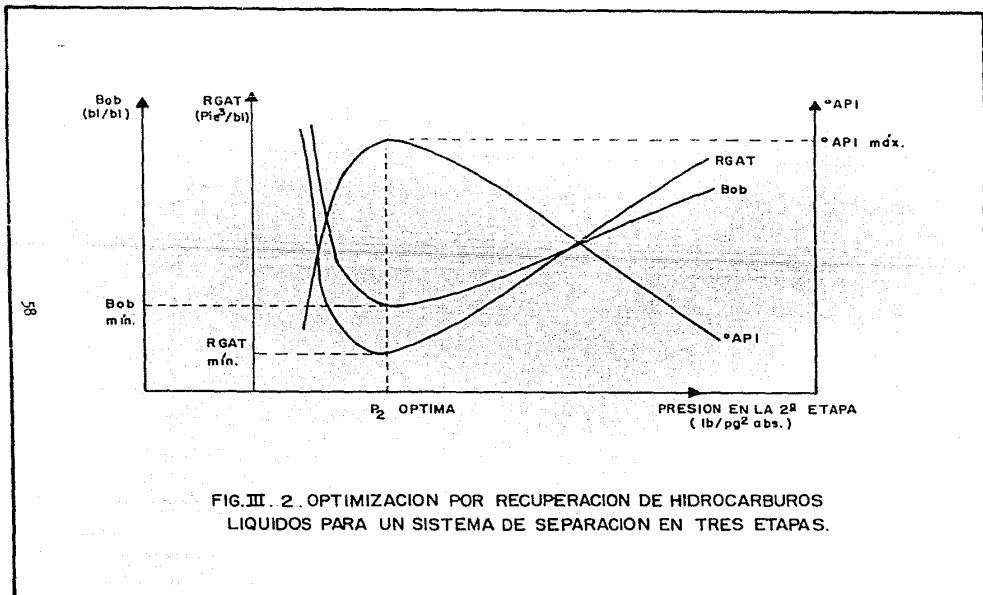


FIG.III. 2. OPTIMIZACION POR RECUPERACION DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS PARA UN SISTEMA DE SEPARACION EN TRES ETAPAS.

III.1.1 Balance de materia en un proceso de separación gas-aceite.

El proceso de separación del gas y del aceite es realizado por una serie de etapas de separación.

Una etapa de separación se define como la condición a la cual el aceite y el gas alcanzan el equilibrio, a la presión y temperatura existentes en el separador.

Para determinar las cantidades de gas y líquidos separados se llevan a cabo cálculos de balance de materia, estos se presentan a continuación:

Haciendo un balance de materia global en una etapa de separación, Fig. III.3, se tiene que:

$$F = V + L \quad \dots\dots\dots 3.8$$

De un balance global por componente, se determina:

$$Fz_i = Vy_i + Lx_i \quad \dots\dots\dots 3.9$$

Por otra parte la constante de equilibrio vapor-líquido se define como:

$$K_i = Y_i/X_i \quad \dots\dots\dots 3.10$$

Combinando las expresiones anteriores y considerando como

F = No. DE MOLES DE ALIMENTACION
L = No. DE MOLES EN LA FASE LIQUIDA
V = No. DE MOLES EN LA FASE VAPOR
 z_1 = FRACCION MOL DEL COMPONENTE 1 EN LA ALIMENTACION
 x_1 = FRACCION MOL DEL COMPONENTE 1 EN LA FASE LIQUIDA
 y_1 = FRACCION MOL DEL COMPONENTE 1 EN LA FASE VAPOR
P = PRESION
T = TEMPERATURA

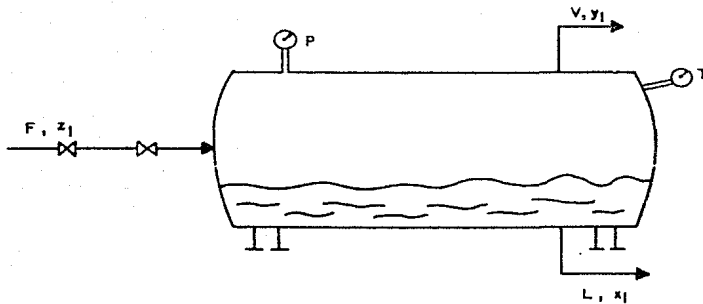


FIG. III. 3. ETAPA DE SEPARACION

unitario los moles alimentados, se determina la siguiente expresión:

$$X_i = \frac{Z_i}{(K_i - 1) V + 1} \dots\dots\dots 3.11$$

Para todo sistema definido se tiene que:

$$\sum X_i = 1 \dots\dots\dots 3.12$$

$$\sum Y_i = 1 \dots\dots\dots 3.13$$

Dado que es factible conocer la composición de alimentación al sistema y las condiciones de operación, es posible determinar la constante de equilibrio físico, K_i . Esta es determinada de diferentes formas, como son: correlaciones, gráficas, tabulaciones y ecuaciones de estado.

En esta referencia se utiliza la ecuación de estado de --- Peng-Robinson.

La solución de la ecuación 3.11 es de forma iterativa, se suponen diferentes valores de moles para la fase vapor V y la solución se encuentra cuando las composiciones de ambas fases son iguales a la unidad. (Ecs. 3.12 y 3.13).

Un sistema de separación el cual está formado por varias etapas, es simulado realizando cálculos de balance de materia en cada etapa. De estos balances se pueden obtener factores tales --

como: la relación gas-aceite, la gravedad API del aceite residual, etc.

Para ilustrar la forma como se determinan estos factores - se muestra un sistema de separación en tres etapas, Fig. III.4.

Si F_1 son los moles alimentados al sistema. los moles alimentados a la segunda etapa son:

$$F_2 = L_1 = l_1 F_1 \quad \dots\dots\dots 3.14$$

y a la tercera:

$$\begin{aligned} F_3 &= L_2 = l_2 L_1 \quad \dots\dots\dots 3.15 \\ &= l_2 l_1 F_1 \end{aligned}$$

Los moles en el tanque de almacenamiento retenidos son:

$$\begin{aligned} L_3 &= l_3 L_2 \\ L_3 &= l_1 l_2 l_3 F_1 \quad \dots\dots\dots 3.16 \end{aligned}$$

Cuando se tiene un número "m" de etapas se tiene que:

$$L_m = l_m l_{m-1} \dots\dots\dots l_2 l_1 F_1 \quad \dots\dots\dots 3.17$$

$$L_m = F_1 \sum_{i=1}^m l_i$$

Si $F_1 = 1.0$ los moles en el tanque de almacenamiento por -

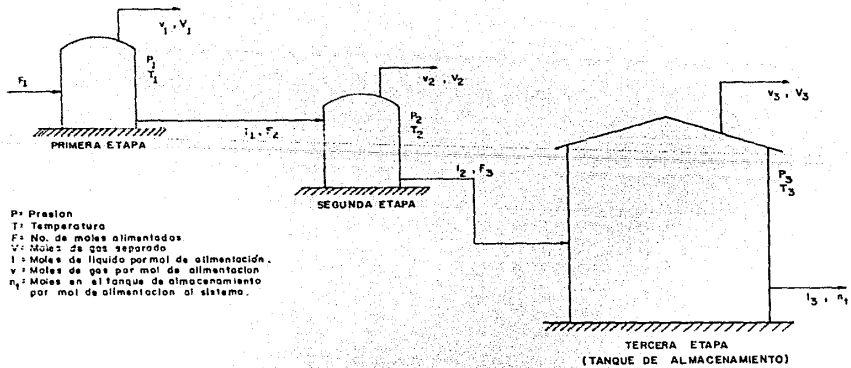


FIG. III. 4. SISTEMA DE SEPARACION GAS-ACEITE

mol de alimentación al sistema son:

$$n_t = \sum_{i=1}^m l_i \dots\dots\dots 3.18$$

De manera similar el número de moles de gas separado pueden ser calculados; para la primera etapa se tiene:

$$V_1 = v_1 F_1 \dots\dots\dots 3.19$$

Para la segunda etapa: para la tercera etapa:

$$\begin{aligned} V_2 &= v_2 F_2 & V_3 &= v_3 F_3 = v_3 l_2 l_1 F_1 \\ V_2 &= v_2 l_1 F_1 & & \dots\dots\dots 3.20 \end{aligned}$$

El volumen de aceite en el tanque de almacenamiento puede ser calculado a partir de la densidad y el peso molecular del aceite.

$$V_{ot} = \frac{n_t PM_t}{\rho_{ot}} \dots\dots\dots 3.21$$

El volumen de gas separado por etapa es calculado mediante los moles de gas liberado y el volumen molar del gas a condiciones estándar, es:

$$VG_i = v_i VM_g \dots\dots\dots 3.22$$

La relación gas-aceite definida como volumen de gas a volumen de líquidos, a condiciones estándar, puede ser determinada por medio de la expresión:

$$RGA_i = \frac{VG_i}{V_{ot}} = \frac{VG_i VM_g}{n_t PM_t \rho_{ot}}$$

$$RGA_i = \frac{VG_i VM_g \rho_{ot}}{n_t PM_t} \dots\dots\dots 3.23$$

El peso molecular del aceite en el tanque de almacenamiento es calculado mediante la composición de la fase líquida y el peso molecular de cada componente:

$$PM_t = \sum_i X_i PM_i \dots\dots\dots 3.24$$

La relación gas-aceite total es la sumatoria de las relaciones gas-aceite por etapa.

$$RGAT = \sum_{i=1}^m RGA_i \dots\dots\dots 3.25$$

La densidad del aceite @ condiciones de tanque, ρ_{ot} , se determina a partir de la composición de la fase líquida en el tanque de almacenamiento y la densidad de cada componente @ condiciones estándar.

$$\rho_{ot} = \frac{\sum_i X_i \rho_{si} PM_i}{\sum_i X_i PM_i} \dots\dots\dots 3.26$$

Estas propiedades son una representación del funcionamiento de un sistema de separación gas-aceite.

III.2 Optimización por requerimientos de potencia para transportar el gas separado.

En general los costos para manejar el gas separado, resultan bastante significativos debido a los siguientes factores:

- Los volúmenes de gas que se separan en la central de recolección (Batería de separación), son con frecuencia elevados, siendo esto más notable en las baterías donde se maneja aceite volátil, el cual se caracteriza por tener relaciones gas-aceite mayores de 1000 pies³/bl.
- Es frecuente que la presión con la que debe llegar el gas a las plantas de tratamiento es del orden de 1000 lb /pg², por especificaciones del diseño de las propias plantas.
- Generalmente las distancias entre las baterías de separación y las plantas de tratamiento son considerables. Esto ocasiona la necesidad de cierta energía adicional para transportar el gas a la planta.

Por lo anterior, las presiones de separación de un sistema de separación en etapas deben optimizarse a fin de minimizar la potencia de compresión requerida para transportar el gas separado. Con tal objetivo, se propuso el método que a continuación se describe.

En la aplicación del método es necesario disponer previamente de los siguientes datos:

- 1) El número de etapas de separación
- 2) Las temperaturas de cada etapa
- 3) La composición de la corriente que se alimenta al sistema.
- 4) La presión de envío a la planta de tratamiento del gas (Presión de descarga de las compresoras).

El procedimiento utilizado es iterativo y en cada iteración se asignan valores de presión a cada una de las etapas intermedias, obteniéndose el volumen de gas separado y la potencia necesaria para comprimir el gas y poder mandarlo a la planta de tratamiento. Las presiones en la primera y la última etapa por lo general, permanecen fijas, ya que la presión en la primera etapa será la de envío a la planta de tratamiento o a la que llegue la corriente de hidrocarburos a la batería de separación; para la última etapa la presión será la del tanque de almacenamiento, la cual equivale prácticamente a la especificada por las condiciones estándar. El proceso se repite para todos los posibles valores de presión en cada etapa, hasta encontrar aquellos con los que se obtenga la mínima potencia.

El gasto de gas liberado en la etapa j, se determina por la siguiente ecuación:

$$q_{gj} = RGA_j q_o / 10^6 \quad \dots\dots\dots 3.27$$

donde: q_{gj} , gasto de gas liberado en la etapa j, en millones de -
pies³/día @ condiciones estándar.

RGA_j , relación gas-aceite en la etapa j, pies³/bl

q_o , gasto de aceite de alimentación al sistema, en bl/día
@ condiciones estándar.

La relación gas aceite liberado en la etapa j (RGA_j), se -
puede obtener por medio de cálculos de equilibrio de vapor-líquido.
Sin embargo, para fines más prácticos se pueden utilizar co-
rrelaciones como la de Vázquez, Standing, etc.

La potencia teórica para incrementar la presión del gas se
parado en cada etapa, se calcula mediante la siguiente expresión:

$$PT_j = 44.5 N_c \left(R_c \frac{K-1}{K} - 1 \right) \left(\frac{K}{K-1} \right) q_{gj} \quad \dots \quad 3.28$$

donde: PT_j , potencia teórica, en caballos de fuerza (HP).

N_c , número de pasos de compresión.

R_c , relación de compresión, P_d/P_s

K , relación de calores específicos, C_p/C_v

q_{gj} , gasto de gas liberado en la etapa j, en millones de -
pies³/día @ condiciones estándar.

La presión de descarga de las compresoras (P_d) corresponde
a la presión de envío, mientras que la presión de succión (P_s), -
corresponde a la de separación. La relación de compresión (R_c), -
que se define como la presión de descarga entre la de succión ---

(Pd/Ps), se recomienda que su valor sea menor de cuatro.

Esta limitación es debida a que, al aumentar la relación de compresión, disminuye la eficiencia mecánica de las compresoras y se incrementan los esfuerzos a que se somete el equipo. --- Cuando el valor de la relación de compresión resulte mayor de cuatro, el proceso de compresión debe realizarse en varios pasos o etapas. Para calcular el número de pasos de compresión se utiliza la siguiente ecuación:

$$R_c = (P_d/P_s)^{1/N_c} \dots\dots\dots 3.29$$

donde: R_c, relación de compresión; debe ser menor que cuatro
 P_d, presión de envío a la planta de tratamiento, en lb/pg² absoluta.
 P_s, presión de separación, lb/pg², absoluta.
 N_c, número de pasos de compresión.

La relación de calores específicos (K), se ha determinado para hidrocarburos gaseosos de diferentes pesos moleculares a la temperatura de 150°F, y se obtiene con la siguiente expresión:

$$K = \frac{1545.31 - (2387982.99 - ((2328.4) (1041.31 - P_{M_g})))^{1/2}}{1164.20} \dots\dots\dots 3.30$$

donde: K, relación de calores específicos medidos a 150°F
 P_{Mg}, peso molecular del gas

La potencia real requerida por etapa, se calcula dividiendo la potencia teórica (PT_j) entre la eficiencia de compresión -- (Ec). Este último valor se obtiene mediante una correlación empírica que está en función de la relación de compresión y es:

$$Ec = 0.969882 - \frac{0.480065}{Rc} \dots\dots\dots 3.31$$

donde: Ec , eficiencia de compresión
 Rc , relación de compresión

Por lo tanto la potencia real de compresión es:

$$PR_j = PT_j / Ec \dots\dots\dots 3.32$$

donde: PR_j , potencia real en la etapa j , (HP)
 PT_j , potencia teórica en la etapa j , (HP)

Una vez calculada la potencia real requerida para transportar el gas separado en cada etapa del sistema se suman para obtener la potencia real total, la cual se grafica respecto a las presiones asignadas a cada etapa. Cuando la potencia alcance su valor mínimo, las presiones en cada etapa serán las óptimas para minimizar los costos por compresión del gas separado en el sistema. En la Fig. III.5, se muestra una gráfica, de la potencia real total contra la presión de separación en la segunda etapa, para un sistema de tres etapas.

Por las características de los métodos descritos para ----

optimizar las presiones de operación de un sistema en etapas, ya sea por recuperación de hidrocarburos líquidos o por requerimientos de compresión, se puede observar que estos procedimientos --- también permiten establecer el número más adecuado de etapas de - separación realizando un análisis de tipo económico.

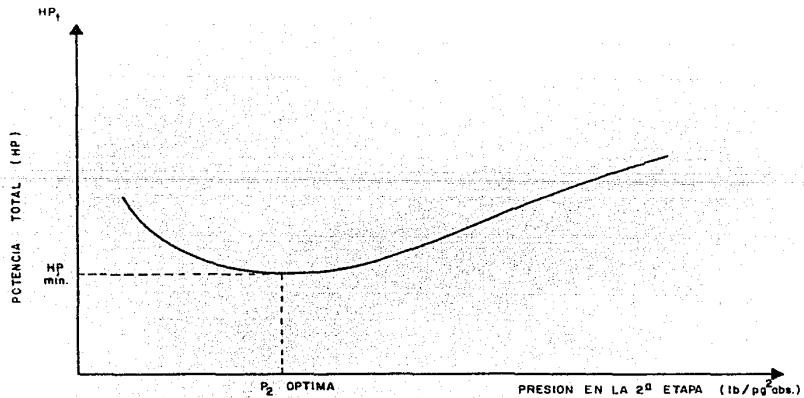


FIG III. 5. OPTIMIZACION POR REQUERIMIENTOS DE COMPRESION PARA UN SISTEMA DE SEPARACION EN TRES ETAPAS.

C A P I T U L O I V

SEPARADORES VERTICALES Y HORIZONTALES

IV.1 Descripción y clasificación del equipo de separación.

En este capítulo se describen las partes de un separador, - mencionando brevemente las características de operación de los separadores de dos fases, en sus formas horizontal y vertical.

IV.1.1 Descripción de un separador.

Un separador consta de las siguientes secciones

(Fig. IV.1):

- a).- Sección de separación primaria
- b).- Sección de separación secundaria
- c).- Sección de extracción de niebla
- d).- Sección de almacenamiento de líquido

Sección de separación primaria.- La separación en esta ~~se~~ sección se realiza mediante un cambio de dirección de flujo. El - cambio de dirección se puede efectuar con una entrada tangencial de los fluidos al separador; o bien, instalando adecuadamente una placa desviadora a la entrada. Con cualquiera de las dos formas -- se le induce una fuerza centrífuga al flujo, con la que se separan grandes volúmenes de líquido.

Sección de separación secundaria.- En esta sección se separa la máxima cantidad de gotas de líquido de la corriente de gas. Las gotas se separan principalmente por la gravedad, por lo que -- la turbulencia del flujo debe ser mínima. Para esto, el separador debe tener suficiente longitud. En algunos diseños se utilizan veletas o aspas alineadas para reducir aún más la turbulencia, sir-- viendo al mismo tiempo como superficies colectoras de gotas de líquido.

La eficiencia de separación en esta sección, depende prin-- cipalmente de las propiedades físicas del gas y del líquido, del -- tamaño de las gotas de líquido suspendidas en el flujo de gas y -- del grado de turbulencia.

Sección de extracción de niebla.- En esta sección se separan del flujo de gas, las gotas pequeñas de líquido que no se lograron eliminar en las secciones primaria y secundaria del separador. En esta parte del separador se utilizan el efecto de choque y/o la -- fuerza centrífuga como mecanismos de separación. Mediante estos -- mecanismos se logra que las pequeñas gotas de líquido, se recolecten sobre una superficie en donde se acumulan y forman gotas mas grandes, que se drenan a través de un conducto a la sección de acumu-- lación de líquidos o bien caen contra la corriente de gas a la se-- cción de separación primaria.

El dispositivo utilizado en esta sección, conocido como ---

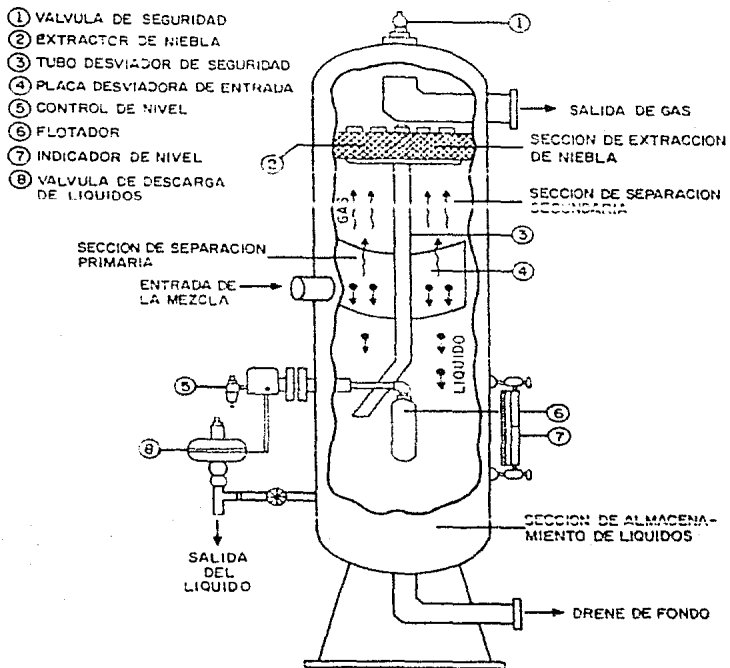


FIG. IV.1 ESQUEMA DE UN SEPARADOR VERTICAL

extractor de niebla, está constituido generalmente por un conjunto de veletas o aspas, por alambre entretejido, o por tubos ciclónicos.

Sección de almacenamiento de líquidos.- En esta sección se almacena y descarga el líquido separado de la corriente de gas. Esta parte del separador debe tener la capacidad suficiente para manejar los posibles baches de líquido que se pueden presentar en una operación normal. Además debe tener la instrumentación adecuada para controlar el nivel de líquido en el separador. Esta instrumentación está formada por un controlador y un indicador de nivel, un flotador y una válvula de descarga.

La sección de almacenamiento de líquidos debe estar situada en el separador, de tal forma que el líquido acumulado no sea arrastrado por la corriente de gas que fluye a través del separador.

Aparte de las 4 secciones antes descritas, el separador debe tener dispositivos de seguridad tales como : una válvula de seguridad, un tubo desviador de seguridad y controles de contrapresión adecuados.

Cuando se conocen los tipos de flujo de la mezcla de gas y líquido que va al separador, tal como la frecuencia de los baches de líquido en pozos de bombeo, se deben hacer cambios

en el diseño y tamaño de las partes del separador. Sin embargo es recomendable que el separador se diseñe de la forma más simple posible, para facilitar su limpieza y mantenimiento.

Tipos de extractores de niebla.

Los principios mecánicos bajo los cuales operan los extractores de niebla son el asentamiento por gravedad, la fuerza ---centrífuga, el choque y la filtración.

Los extractores de niebla mas empleados son los del tipo -de impacto, que a su vez pueden ser de veletas o de alambre entretelado.

Extractores de niebla tipo veleta.- Consisten de placas --metálicas paralelas formando un laberinto. Cada una de estas --placas, cuenta con varias bolsas para retener el líquido.

Cuando el gas pasa a traves del extractor cambia de dirección varias veces y es centrifugado, provocando que las gotas -de líquido se muevan hacia el exterior, donde son retenidas ---por las bolsas colectoras.

Aunque el diseño de estos extractores es empírico, los fabricantes generalmente garantizan que el líquido arrastrado en el flujo de gas no sobrepasa $0.1 \text{ gal/MM}^* \text{ pie}^3$ de gas.

*MM significa millones.

La eficiencia de un extractor de niebla de este tipo, aumenta al colocar las placas de metal más juntas o al instalar más bolsas para retener el líquido; pero obviamente también se incrementa la caída de presión a través del extractor.

Entre los factores que afectan la eficiencia de estos extractores están el tamaño de las gotas, la densidad y la tensión superficial del líquido. Los extractores de este tipo son eficientes para separar partículas de líquido mayores de 10 micras.

En los separadores que manejan glicol ha sido necesario utilizar dos extractores en serie, ya que siendo el glicol un líquido alto tensor propicia la formación de películas en el primer extractor, las cuales son arrastradas por el flujo de gas hasta el segundo extractor, donde se retienen y separan. El glicol también tiene la tendencia a disminuir la densidad del aceite o condensados arrastrados en el flujo de gas. Este problema se ha reducido añadiendo un agente antiespumante de alta densidad al glicol.

Cuando el separador cuenta con un tubo de drenaje de líquido que va desde el extractor a la sección de almacenamiento, se debe vigilar que la caída de presión a través del extractor no sea mayor que la correspondiente a la columna hidrostática que se forma en el tubo. Cuando esto sucede, el líquido es extraí-

do por succión hacia la parte superior del separador, o bién, - el tubo queda parcialmente tapado. Comunmente la caída de presión a través de este tipo de extractores, varía de 1 a 10 pulgadas de agua.

Extractores de nicbla de malla de alambre entretrejido. --- Este tipo de extractores aunque se emplean poco, han dado resultados favorables y son de bajo costo.

Consisten básicamente de un cojinete de malla de alambre, que tiene aberturas asimétricas y desalineadas. El mecanismo de separación de líquido es el choque, aunque también hay acción centrífuga. Las características de la malla de alambre usada en estos extractores, están dentro del siguiente rango:

Diámetro del alambre	0.003 a 0.011 pg.
Volumen de espacios libres	92 a 99.4%
Densidad	3 a 33 lb/pie ³
Superficie específica	50 a 600 pie ² /pie ³

En la mayoría de los casos, el espesor del cojinete necesario para que el volumen de líquido arrastrado en el flujo de gas fuera del separador no exceda de 0.1 gal/MM pie³, debe ser de 4 a 6 pg.

La eficiencia de estos extractores, depende de la veloci---

dad del flujo de gas. Cuando la velocidad es baja, las gotas de líquido tienden a aglomerarse entre los alambres.

A velocidades altas el extractor tiende a inundarse, debido a que el líquido no puede fluir hacia abajo, contra el flujo de gas. En ambos casos los espacios libres del extractor se pueden llenar de líquido y, entonces, una porción del líquido es arrastrada por la corriente de gas.

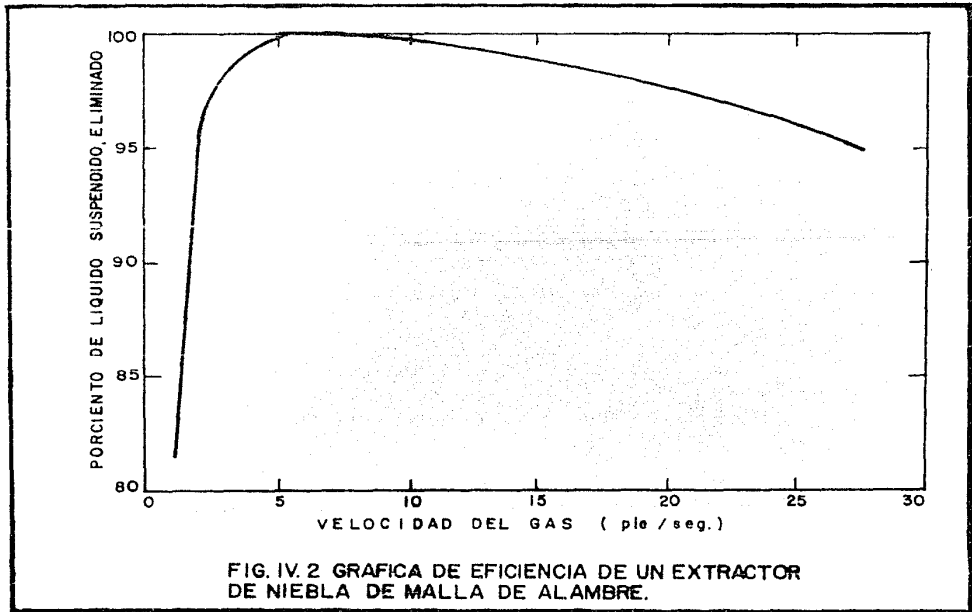
En la Fig. IV.2, se muestra una gráfica de eficiencias contra velocidades de flujo de gas, para un extractor del tipo de malla de alambre entretrejido.

La velocidad con la que se obtiene la máxima eficiencia puede calcularse con la siguiente ecuación:

$$v = k \left[(\rho_p - \rho_g) / \rho_g \right]^{1/2}$$

El valor aproximado de k, cuando se utiliza el extractor en separadores de gas y líquido, es 0.35. La ecuación anterior es similar a la que se emplea para determinar la velocidad permisible en los separadores; pero en éste caso el valor de k varía entre 0.12 y 0.17.

En consecuencia el área de flujo del extractor debe ser menor que la del separador; esto se logra cubriendo una parte



de la rejilla que sostiene el cojinete de malla de alambre.

La caída de presión en estos extractores depende de la -- carga de líquido en el flujo de gas, del diseño del cojinete y de la velocidad del gas, pero generalmente no es mayor que 1 - pulgada de agua.

Extractores de niebla tipo ciclónicos - Este tipo de ex-- tractores, consiste de un conjunto de pares de tubos concéntri-- cos, como los mostrados en la Fig. IV.3, montados en un reci-- piente como se indica en la Fig. IV.4. El número de tubos con-- céntricos depende del gasto de gas que se va a manejar.

Los tubos concéntricos están provistos de entradas tangen-- ciales para el gas. La parte inferior de estos tubos es cóni-- ca y tienen descargas para las partículas de líquido separadas.

El gas entra tangencialmente al espacio anular entre los dos tubos, moviéndose en espiral hacia abajo. Las partículas de líquido en la corriente de gas son conducidas, por la fuer-- za centrífuga, hacia las paredes del tubo en donde se recole-- gan y arrastran hacia el fondo por el gas. Estas partículas-- se descargan a través de la salida localizada en el fondo de los tubos. El gas, libre de impurezas, sale a través del tubo interior.

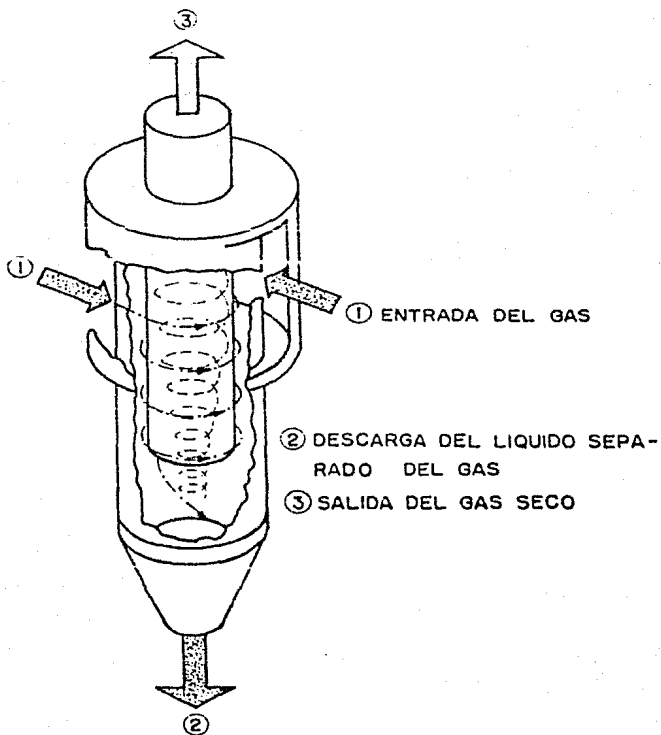


FIG. IV.3
ESQUEMA DE UN TUBO CENTRIFUGO DE UN
EXTRACTOR DEL TIPO CICLONICO

- ① ENTRADA DEL GAS
- ② TUBOS CENTRIFUGOS
- ③ DESCARGA DEL LIQUIDO
- ④ SALIDA DEL GAS SECO

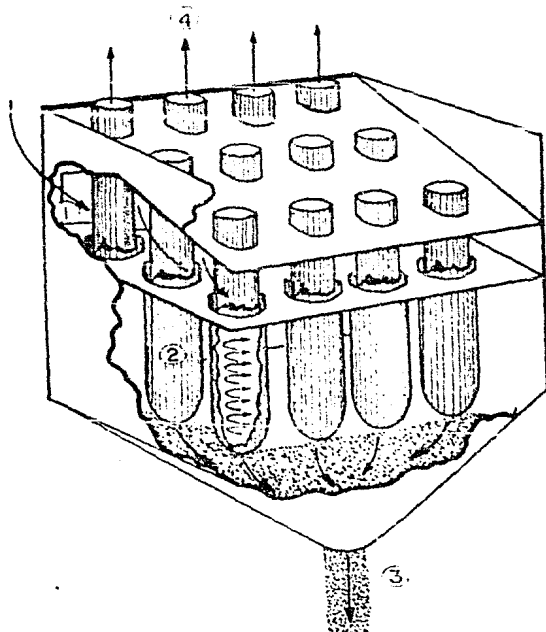


FIG. IV.4
ESQUEMA DE UN EXTRACTOR DE NIEBLA
DEL TIPO CICLONICO.

La velocidad del flujo de gas en este tipo de extractores es crítica. Cuando la velocidad disminuye abajo de un cierto valor, la eficiencia se abate rápidamente y si la velocidad aumenta la caída de presión a través del extractor también se incrementa.

En algunos equipos de separación se han empleado extractores de niebla tipo choque, como el de alambre entretelado, delante de un extractor tipo ciclónico, con resultados satisfactorios. El extractor de alambre entretelado actúa como aglomerador de gotas pequeñas de líquido, las cuales son posteriormente eliminadas en el extractor tipo ciclónico.

IV.1.2. Clasificación de los separadores.

Los separadores pueden clasificarse por su forma y geometría en horizontales, verticales y esféricos, y para separar dos fases (gas y líquido) o tres (gas, aceite y agua). Pero para fines de este trabajo nos referiremos exclusivamente a los separadores horizontales y verticales.

Separadores convencionales:

Se acostumbra designar separadores convencionales a los separadores de dos fases en cualquiera de sus 3 tipos: verticales, horizontales y esféricos. Los separadores horizontales -

pueden estar formados por un tanque horizontal, o bien por dos colocados uno encima del otro. A los primeros se les conoce - como de simple barril, y a estos últimos como de doble barril.

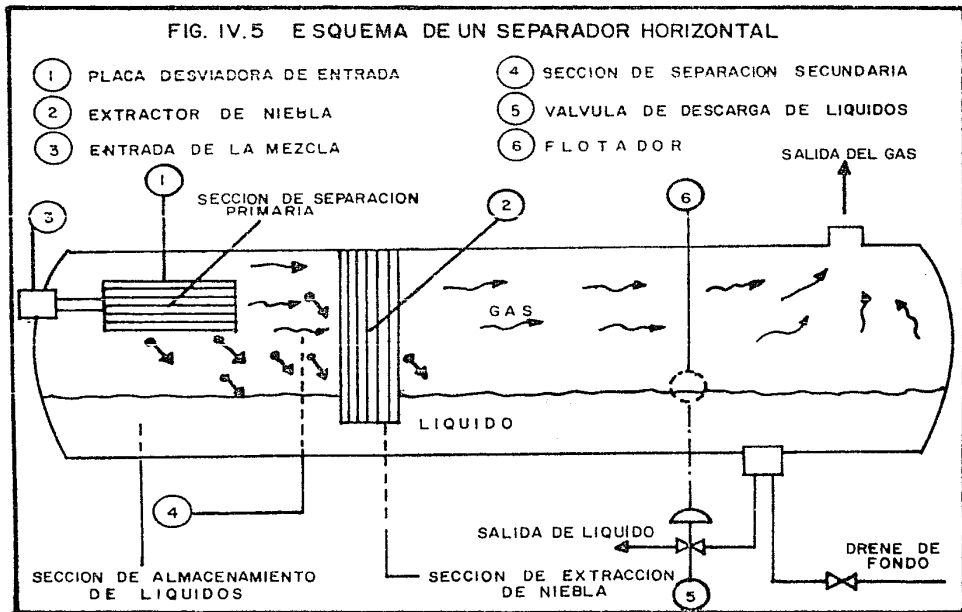
En las Figs. IV.1 y IV.5 se muestran esquemas de un separador vertical y un horizontal respectivamente.

Las ventajas y desventajas de cada tipo, se presentan en seguida:

Separadores verticales.

Ventajas:

- 1.- Es fácil mantenerlos limpios, por lo que se recomiendan para manejar flujos de pozos con alto contenido de lodo, arena o cualquier material sólido.
- 2.- El control de nivel de líquido no es crítico, puesto que se puede emplear un flotador vertical, logrando que el control de nivel sea mas sensible a los cambios.
- 3.- Debido a que el nivel de líquido se puede mover en forma moderada, son muy recomendables para flujos de pozos que producen por bombeo neumático, con el fin de manejar baches imprevistos de líquido que entren al separador.



4.- Hay menor tendencia de revaporización de líquidos.

Desventajas:

1.- Son mas costosos que los horizontales.

2.- Son mas difíciles de instalar que los horizontales.

3.- Se necesita un diámetro mayor que el de los horizontales - para manejar la misma cantidad de gas.

Separadores Horizontales.

Ventajas:

1.- Tienen mayor capacidad para manejar gas que los verticales.

2.- Son más económicos que los verticales.

3.- Son mas fáciles de instalar que los verticales.

4.- Son muy adecuados para manejar aceite con alto contenido - de espuma. Para esto, donde queda la interfase gas-líquido, se instalan placas rompedoras de espuma.

Desventajas:

1.- No son adecuados para manejar flujos de pozos que contienen materiales sólidos como arena o lodo, pues es difícil limpiar este tipo de separadores.

2.- El control de nivel de líquido es más crítico que en los separadores verticales.

IV.2. Fundamentos de la separación de mezclas gas líquido.

En este capítulo se discuten los diferentes factores que gobiernan la separación de mezclas de gas y líquido y la forma en que afectan la eficiencia de los separadores.

Mecanismos de separación.

La separación de mezclas de gas y líquido, se logra mediante una combinación adecuada de los siguientes factores: gravedad, fuerza centrífuga y choque.

Separación por gravedad.

Es el mecanismo de separación que más se utiliza, debido a que el equipo requerido es muy simple. Cualquier sección ampliada en una línea de flujo, actúa como asentador, por gravedad, de las gotas de líquido suspendidas en una corriente de gas. El asentamiento se debe a que se reduce la velocidad del

flujo.

En los separadores el asentamiento por gravedad tiene lugar principalmente en la sección secundaria, que se conoce también como sección de asentamiento por gravedad.

Si el flujo es vertical hacia arriba, como en los separadores verticales, las partículas de líquido que se van a separar caen a contrarflujo del gas. Estas partículas de líquido -- que descienden por la acción de la gravedad se aceleran, hasta que la fuerza de arrastre se balancea con la fuerza gravitacional. Después de este momento, las partículas continúan cayendo a una velocidad constante, conocida como velocidad de asentamiento o velocidad terminal.

La velocidad de asentamiento calculada para una gota de líquido de cierto diámetro, indica la velocidad máxima que debe tener el gas, para permitir que partículas de este diámetro o mayor se separen.

Para calcular la velocidad de asentamiento, se puede establecer el siguiente balance de fuerzas que actúan sobre una partícula de líquido en una corriente de gas, Fig. IV.6.

$$\left(\begin{array}{l} \text{Fuerza total actuando} \\ \text{sobre la partícula} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{Fuerza de} \\ \text{gravedad} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{Fuerza de} \\ \text{empuje} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{Resistencia} \\ \text{por fricción} \end{array} \right)$$

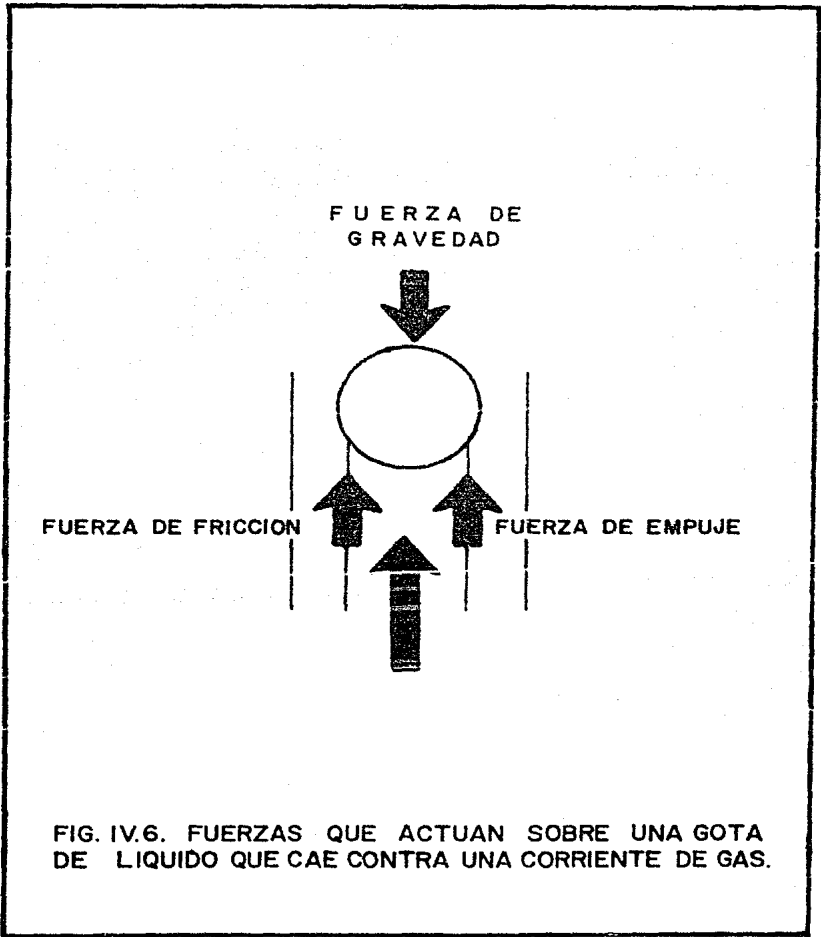


FIG. IV.6. FUERZAS QUE ACTUAN SOBRE UNA GOTA DE LIQUIDO QUE CAE CONTRA UNA CORRIENTE DE GAS.

$$\text{o sea, } F_t = F_g - F_e - F_f$$

----- 4.1

Substituyendo cada término por su valor, queda:

$$\frac{1}{g_c} \rho_p V_p \frac{dv_t}{dt} = \frac{\rho_p V_p g}{g_c} - \frac{\rho_g V_p g}{g_c} - \frac{f A_p \rho_g v_t^2}{2g_c} \quad \text{-----4.2}$$

Dividiendo 4.2 entre $\rho_p V_p$

$$\frac{1}{g_c} \frac{dv_t}{dt} = \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_p}\right) \frac{g}{g_c} - \frac{f A_p \rho_g v_t^2}{2 \rho_p V_p g_c} \quad \text{-----4.3}$$

Tomando en cuenta que la velocidad de asentamiento es constante, el primer miembro es cero. Despejando v_t

$$v_t = \left[\frac{2g V_p (\rho_p - \rho_g)}{f A_p \rho_g \rho_p} \right]^{\frac{1}{2}} \quad \text{-----4.4}$$

Considerando las gotas de líquido como partículas esféricas y rígidas, su volumen es $\pi d_p^3 / 6$ y su área es $\pi d_p^2 / 4$. Por lo tanto,

$$\frac{V_p}{A_p} = \frac{2d_p}{3}$$

Substituyendo en 4.4

$$v_t = \left[\frac{4 (\rho_p - \rho_g) d_p g}{3f \rho_g \rho_p} \right]^{\frac{1}{2}} \quad \text{-----4.5}$$

El coeficiente de arrastre f se puede calcular de la Fig. IV.7, donde se grafica contra el parámetro adimensional:

$$NRE = \frac{v_t d_p \rho_g}{\mu_g}$$

Para objeto de diseño de separadores se ha comprobado que:

$$f = \frac{24}{NRE}$$

que corresponde a la sección recta de la Fig. IV.7. Combinando las expresiones anteriores, queda:

$$f = \frac{24 \mu_g}{v_t d_p \rho_g}$$

Al sustituir f en 4.5 esta ecuación toma la forma de la ley de Stokes:

$$v_t = \frac{g d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu_g} \quad \text{-----4.6}$$

Cuando el flujo de gas en la sección de separación es horizontal, la velocidad de asentamiento es aquella a la cual las

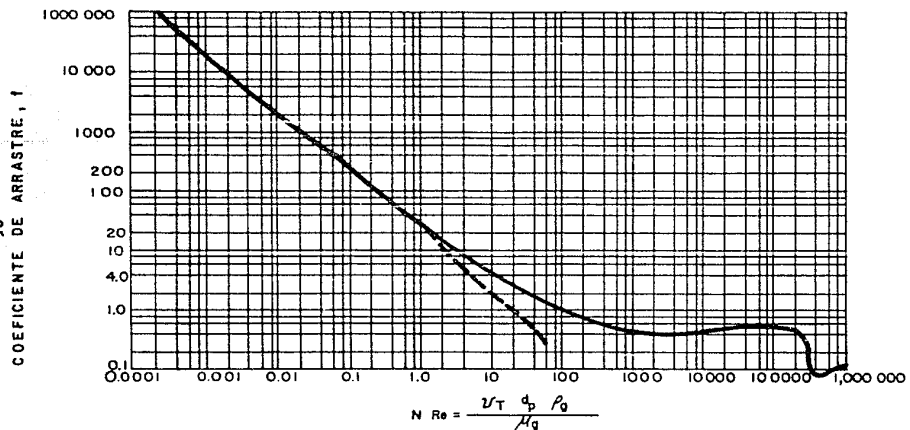


FIG. IV.7 GRAFICA PARA DETERMINAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE, f .

partículas suspendidas viajan a través de la corriente de gas. Esta velocidad se puede utilizar para determinar el tiempo de retención requerido para que una partícula de un tamaño dado, se deposite desde la parte superior al fondo de la sección de separación.

Tanto en los separadores verticales como en los horizontales, las velocidades altas inducen turbulencia a la corriente de gas, ocasionando que algunas partículas de líquido grandes sean arrastradas en el flujo de gas.

IV.2.1 Separación por fuerza centrífuga.

La fuerza centrífuga que se induce a las partículas de líquido suspendidas en una corriente de gas, puede ser varios cientos de veces mayor que la fuerza de gravedad que actúa sobre las mismas partículas. Este principio mecánico de separación se emplea en un separador, tanto en la sección de separación primaria como en algunos tipos de extractor de niebla, por ejemplo en el extractor tipo ciclónico, Figs. IV.3 y IV.4.

Las partículas de líquido colectadas en las paredes de un extractor de niebla tipo ciclónico, difícilmente son arrastradas por la corriente de gas. Sin embargo la velocidad del gas en las paredes del tubo ciclónico, no debe ser mayor de un cierto valor crítico.

Se recomienda que la velocidad del gas debe ser tal ----
 $(\rho_g v^2)$ se debe mantener en 900. v es la velocidad del gas a la
 entrada del tubo ciclónico en pie/seg. También se recomien
 da que v sea menor de 45 pie/seg.

La ley de Stokes se puede aplicar al proceso de separación
 centrífuga, sustituyendo g por la aceleración debida a la fuer
 za centrífuga (a), entonces :

$$v_t = \frac{a \, dp^2 \, (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu_g} \dots\dots\dots 4.7$$

Considerando que v_t es constante en magnitud e igual a v_m
 y que:

$$F_c = \frac{m_p \, v_m^2}{r} \dots\dots\dots 4.8$$

Cambiando la ecuación anterior con las expresiones: ---
 $F_c = m_p \, a$ y $S = 2 \pi r \, N$ resulta:

$$a = \frac{2 \pi N \, v_m^2}{S} \dots\dots\dots 4.9$$

sustituyendo 4.9 en 4.7 y despejando dp ,

$$dp = \left[\frac{9 \mu_g \, S}{\pi N \, v_m \, (\rho_p - \rho_g)} \right]^{\frac{1}{2}} \dots\dots\dots 4.10$$

Con la ecuación 4.10, se puede calcular el tamaño de las partículas de líquido que se pueden separar por fuerza centrífuga.

IV.2.2 Separación por choque.

Este mecanismo de separación es tal vez el que más se emplea en la eliminación de las partículas pequeñas de líquido - suspendidas en una corriente de gas. Las partículas de líquido que viajan en el flujo de gas, chocan con obstrucciones donde quedan adheridas.

La separación por choque se emplea principalmente en los extractores de niebla tipo veleta y en los de malla de alambre entretejido.

Se conoce como distancia de paro, a la distancia que una partícula de cierto diámetro, viaja a través de una línea de - corriente de gas. Esta distancia se puede obtener modificando la ley de Stokes de la siguiente forma:

$$S_p = \frac{d_p^2 \rho_g v_i}{18 \mu_g} \dots\dots\dots 4.11$$

Como se observa de la ecuación 4.11, La distancia de paro es proporcional al cuadrado del diámetro de la partícula de líquido. Esto significa que para las partículas más pequeñas su

distancia de paro es mas corta y, por lo tanto, tienen mayor -
tendencia a desviarse alrededor de la obstrucción.

IV.2.3. Principales factores que afectan la eficiencia de se- paración de gas y líquido.

A continuación se describen, en orden de importancia, los
principales factores que afectan la eficiencia de la separación
de gas y líquido.

1) Tamaño de las partículas de líquido.

El tamaño de las partículas suspendidas en el flujo de --
gas, es un factor importante en la determinación de la veloci-
dad de asentamiento en la separación por gravedad y en la sepa
ración por fuerza centrífuga. También es importante en la de-
terminación de la distancia de paro, cuando la separación es -
por choque.

La velocidad promedio del gas en la sección de separación
secundaria, corresponde a la velocidad de asentamiento de una
gota de líquido de cierto diámetro base. Teóricamente todas -
las gotas con diámetro mayor que el base deben ser eliminadas.
En realidad lo que sucede es que se separan partículas más pe-
queñas que el diámetro base, mientras que algunas mas grandes
en diámetro no se separan. Lo anterior es debido a la turbu-
lencia del flujo, y a que algunas de las partículas de líquido

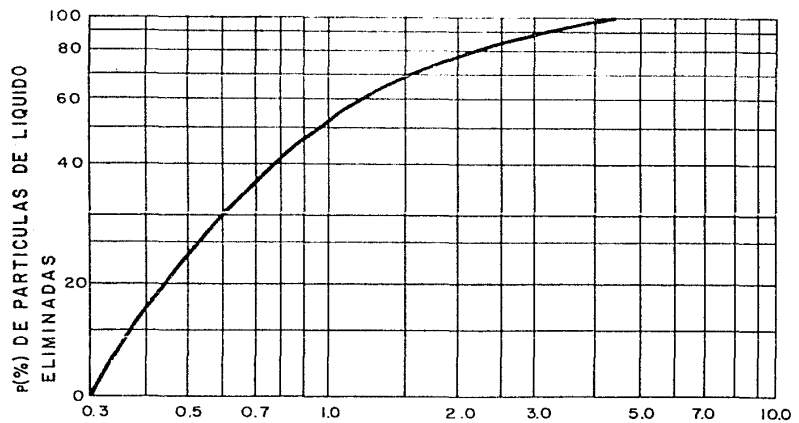
tienen una velocidad inicial mayor que la velocidad promedio - del flujo de gas.

La separación en flujo horizontal también está sujeta a - los mismos efectos.

En la figura IV.8, se muestra el efecto del tamaño de -- las partículas en la eficiencia de la separación, cuando el ex tractor de niebla es del tipo de choque o ciclónico. En esta figura se relaciona el tamaño de la partícula con el porciento de partículas eliminadas. Se observa que en un proceso de se paración se separa, por ejemplo, un 50% de un tamaño X de par tículas y que sólo se elimina un 22% de las partículas de tama ño X/2 mientras que se elimina un 90% de partículas de tamaño 3X.

El tamaño de las partículas de líquido que se forman en - el flujo de líquido y gas, cuando no hay agitaciones violentas, es lo suficientemente grande para lograr una buena eficiencia con los separadores.

Generalmente se especifica en los equipos de separación - que el arrastre no es mayor que 0.1 gal/MM pie³. Una partícu la de 10 micras tiene tan poco volumen, que puede haber 720,000 partículas de líquido de este tamaño por cada pie³ de gas, sin que se exceda la especificación aludida.



RELACION DEL TAMAÑO DE PARTICULAS DE LIQUIDO
FIG. IV. 8
RELACION DEL TAMAÑO DE LAS PARTICULAS
DE LIQUIDO VS PORCIENTO DE PARTICULAS
ELIMINADAS

2) La distribución del tamaño de las partículas de líquido y el volumen de líquido que entra al separador.

Estos aspectos están íntimamente ligados en la eficiencia de la separación. Para ilustrarlo se pueden analizar las siguientes situaciones:

Considerese que un separador se instala, para separar un volumen de líquido de 2000 galones por cada millón de pie cúbico de gas.

De este volumen de líquido, 0.5 galones están formados -- por partículas menores de 10 micras. Si el separador tiene -- una eficiencia de 80% para separar partículas menores de 10 micras, entonces su eficiencia total será de casi 100% . Sin embargo, si este mismo separador se utiliza en una corriente de gas, donde el contenido de líquido es de 20 galones por millón de pie³, todo formado por partículas menores de 10 micras, la eficiencia total de separación será de 80% y habrá un arrastre de líquido en el flujo de gas de 4 galones por millón de pie cúbico de gas. Así aunque el separador funcionara bien, no sería el adecuado.

De lo anterior se concluye que, en la selección del equipo de separación para un determinado problema, se deben considerar como aspectos importantes, la distribución del tamaño de las partículas y el volumen de líquido que se va a separar.

3) Velocidad del gas.

Generalmente los separadores se diseñan de tal forma que las partículas de líquido mayores de 100 micras, se deben separar del flujo de gas en la sección de separación secundaria, -- mientras que las partículas mas pequeñas en la sección de extracción de niebla.

Cuando se aumenta la velocidad del gas a través del separador, sobre un cierto valor establecido en su diseño, aunque se incrementa el volumen de gas manejado no se separan totalmente las partículas de líquido mayores de 100 micras en la -- sección de separación secundaria. Con esto se ocasiona que se inunde el extractor de niebla y, que haya arrastres repentinos de baches de líquido en el flujo de gas que sale del separador.

4) Presión de separación.

Es uno de los factores más importantes en la separación, desde el punto de vista de la recuperación de líquidos. Siempre existe una presión óptima de separación para cada situación en particular.

En ocasiones al disminuir la presión de separación, principalmente en la separación de gas y condensado, la recuperación de líquidos aumenta. Sin embargo, es necesario considerar

el valor económico del incremento de volumen de líquidos, contra la compresión extra que puede necesitarse para transportar el gas.

La capacidad de los separadores también es afectada por la presión de separación. Al aumentar la presión, aumenta la capacidad de separación de gas y viceversa.

5) Temperatura de separación.

En cuanto a la recuperación de líquidos, la temperatura de separación interviene de la siguiente forma: a medida que disminuye la temperatura de separación, se incrementa la recuperación de líquidos en el separador.

Una gráfica de temperatura de separación contra recuperación de líquidos, se muestra en la Fig. IV.10 . Se observa que a una temperatura de separación de 0°F , la recuperación de líquidos en el separador es de aproximadamente 5000 galones -- por millón de pie cúbico de gas, mientras que el volumen de líquidos que se recupera en el tanque de almacenamiento es del orden de 2000 galones por millón de pie cúbico.

Así pues, es necesario considerar que aunque se tiene la máxima recuperación de líquidos en el separador a 0°F , de los 5000 galones por millón de pie cúbico se evaporan en el tanque

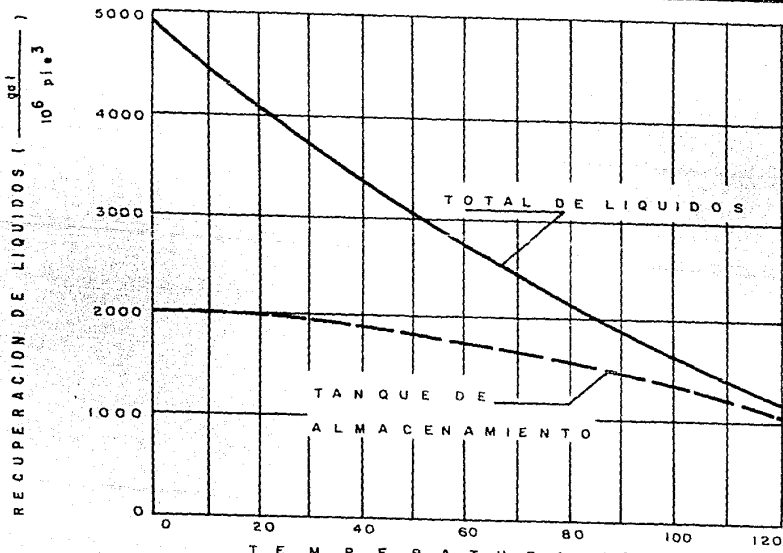


FIG. IV.10 GRÁFICA DE TEMPERATURA DE SEPARACION
VS RECUPERACION DE LIQUIDOS $P_2 = 400 \text{ lb/pg abs.}$

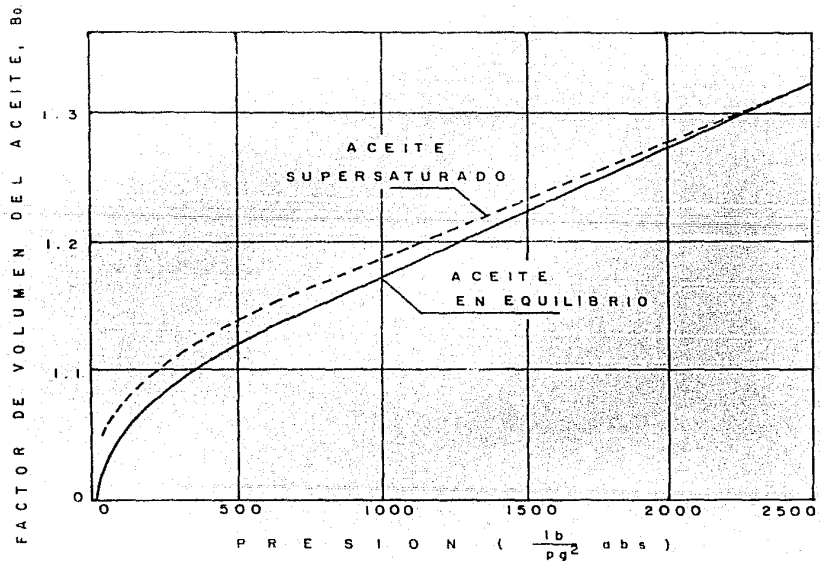


FIG. IV.11 EFECTO EN EL FACTOR DE VOLUMEN DEL ACEITE CUANDO ESTA SUPERSATURADO.

de almacenamiento 3000. Este vapor generalmente se libera a la atmósfera, por lo que se ocasionan grandes pérdidas.

Otros aspectos que hay que considerar para utilizar baja temperatura de separación, son los siguientes:

a) La separación a baja temperatura necesita equipo adicional de enfriamiento.

b) Se presentan otros problemas de operación, tal como la formación de hidratos.

En consecuencia, para obtener la temperatura óptima de separación, desde el punto de vista de recuperación de líquidos es necesario considerar todos los aspectos mencionados.

La temperatura afecta la capacidad del separador al variar los volúmenes de fluido y sus densidades. El efecto neto de un aumento en la temperatura de separación es la disminución de capacidad en la separación de gas.

6) Densidades del líquido y del gas.

Las densidades del líquido y el gas, afectan la capacidad de manejo de gas de los separadores. La capacidad de manejo de gas de un separador, es directamente proporcional a la dife

rencia de densidades del líquido y del gas e inversamente proporcional a la densidad del gas.

7) Viscosidad del gas.

El efecto de la viscosidad del gas en la separación, se puede observar de las fórmulas para determinar la velocidad -- del asentamiento de las partículas de líquido. La viscosidad del gas se utiliza en el parametro NRE, con el cual se determina el valor del coeficiente de arrastre. De la ley de Stokes, utilizada para determinar la velocidad de asentamiento de partículas de cierto diámetro, se deduce que a medida que aumenta la viscosidad del gas, disminuye la velocidad de asentamiento y por lo tanto, la capacidad de manejo de gas del separador.

TEMPERATURA PSEUDO CRITICA

$^{\circ}R = ^{\circ}F + 460$

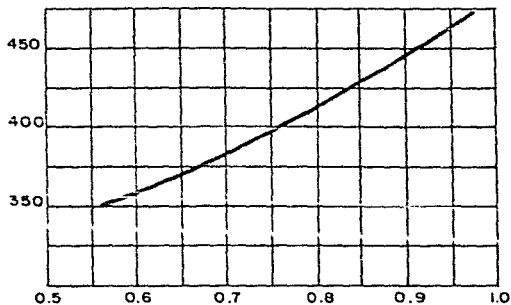


FIG. IV. 13

DENSIDAD RELATIVA DEL GAS

PRESION PSEUDO CRITICA

$lb / pg^2 \text{ abs.}$

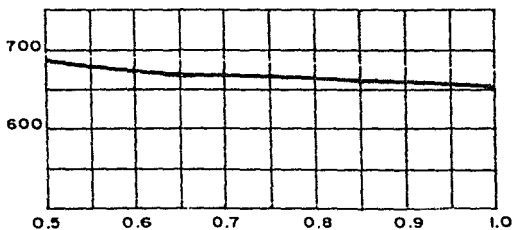
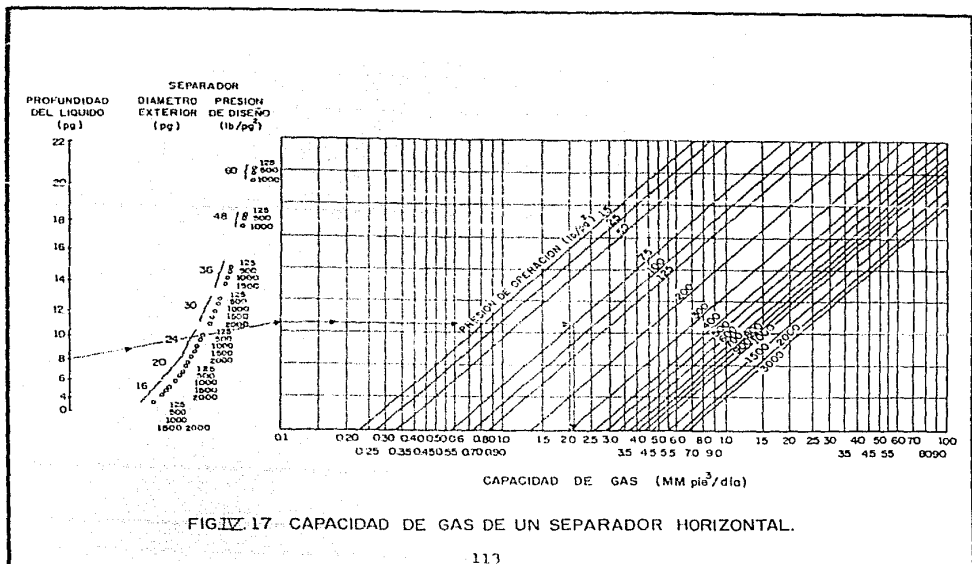
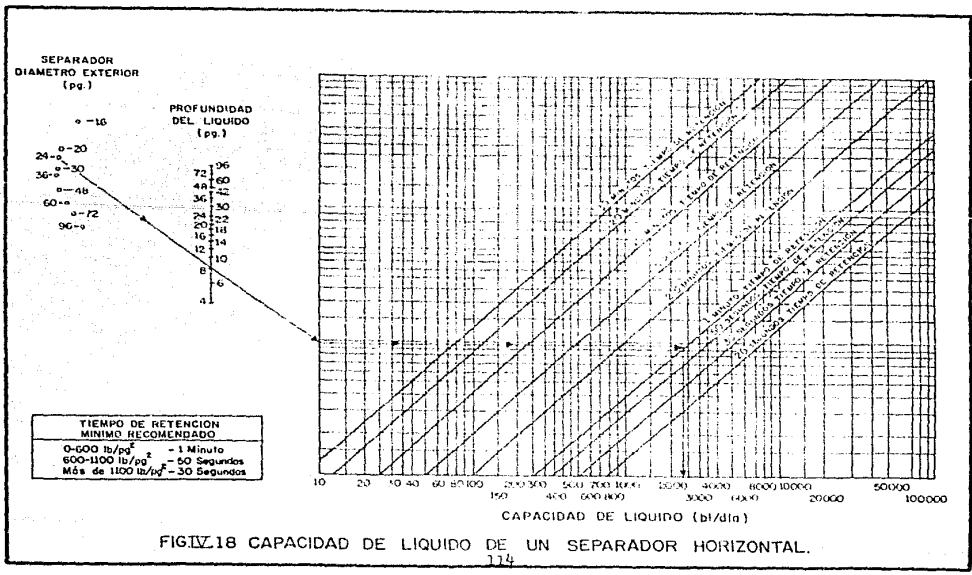


FIG. IV. 14

DENSIDAD RELATIVA DEL GAS

PROPIEDADES PSEUDOCRITICAS
DE LOS GASES NATURALES





IV.3 Cálculo de la capacidad de tratamiento de los separadores de 2 fases.

Los factores que intervienen en forma fundamental en la capacidad de los separadores de aceite y gas son:

- a) El diámetro y la longitud del separador.
- b) El diseño y arreglo de las partes internas del separador.
- c) Las características físicas y químicas del aceite y el gas que se van a separar. (La densidad del aceite y el gas, la viscosidad del gas, el equilibrio de las fases, etc.)
- d) La presión y la temperatura de operación del separador.
- e) El número de etapas de separación.
- f) El nivel del líquido en el separador.
- g) La tendencia del aceite a formar espuma.
- h) La cantidad de material sólido arrastrado por los fluidos que se van a separar.

i) Las condiciones del separador y de sus componentes.

Cálculo de la capacidad de tratamiento de separadores verticales.

Capacidad de separación de gas.

De la ecuación de continuidad,

$$V_t = \frac{q_f}{A_f} \dots\dots\dots 4.12$$

y

$$A_f = \frac{\pi d^2}{4} \dots\dots\dots 4.13$$

Resulta

$$q_f = \frac{\pi d^2}{4} v_t \dots\dots\dots 4.14$$

De la ecuación general de los gases, para condiciones base y condiciones de operación del separador,

$$\frac{P_s q_{sg}}{RT_s} = \frac{P_f q_f}{Z_f RT_f} \dots\dots\dots 4.15$$

Despejando q_{sg}

$$q_{sg} = \frac{T_s P_f}{P_s Z_f T_f} q_f \dots\dots\dots 4.16$$

Sustituyendo 4.14 en 4.16, considerando $T_s = 520 \text{ }^\circ\text{R}$, $P_s = 14.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$ y multiplicando el segundo miembro por 86400, para obtener q_{SG} en $\text{pies}^3/\text{día}$ a las condiciones estandar.

$$q_{SG} = 2.400 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} v_t d^2 \dots\dots\dots 4.17$$

La velocidad de asentamiento v_t , con la ecuación 4.6

$$v_t = \frac{g d_p^2 (P_p - P_g)}{18 \mu_g} \dots\dots\dots 4.6$$

Sustituyendo 4.6 en 4.17 :

$$q_{SG} = 4.294 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} \frac{d_p^2 (P_p - P_g) d^2}{\mu_g} \dots\dots 4.18$$

q_{SG} es el gasto de gas @ condiciones estandar que puede manejar el separador, sin que partículas de diámetro mayor de d_p sean arrastradas por la corriente de gas. La capacidad de gas de un separador vertical, como puede observarse de la expresión 4.18 es independiente de la longitud del separador.

Cálculo de la capacidad de la separación de líquido.

Para calcular la capacidad de manejo de líquido de un separador, ya sea horizontal o vertical, se deben considerar el diámetro del separador, el nivel del líquido arriba de la salida del aceite en el separador, el factor de volumen del aceite a las condiciones de operación del separador y el tiempo de retención del líquido.

Para separadores verticales se recomienda que el nivel máximo de líquido, esté en el rango de uno a tres veces el diámetro del separador, dependiendo del diseño.

El volumen disponible para manejo de líquido en un separador vertical es:

$$V_{Lv} = \frac{\pi d^2}{4} h \quad \dots\dots\dots 4.19$$

Por lo tanto el gasto de líquido a las condiciones estándar que el separador puede manejar es:

$$q_{sL} = \frac{V_{Lv}}{Bo \ tr} = \frac{\pi d^2 h}{4 \ Bo \ tr} \quad \dots\dots\dots 4.20$$

donde:

$$q_{sL} \text{ en } \frac{\text{pies}^3}{\text{min}}$$

Para obtener q_{SL} en bl/día se multiplica la ecuación 4.20 por $\frac{1440}{5.615}$, quedando:

$$q_{SL} = 201.420 \frac{d^2 h}{Bo \ tr} \dots\dots\dots 4.21$$

La OMPPEC recomienda los siguientes tiempos mínimos de retención para que sus separadores operen eficientemente:

RANGO DE PRESION (lb/pg ²)	TIEMPO DE RETENCIÓN (seg)
0 - 600	60
600 - 1000	50
1100	30

Cuando el aceite que se va a separar tiende a formar espuma el tiempo de retención necesario se debe incrementar hasta en 5 minutos, por lo que la capacidad de líquido del separador baja notablemente.

En cuanto al factor de volumen del aceite (B_o), éste puede determinarse mediante un análisis PVT de los fluidos en cuestión; también puede obtenerse a partir de constantes de equilibrio o de correlaciones. En cualquier caso, es interesante hacer las siguientes aclaraciones:

Sea, por ejemplo, un sistema de separación en tres etapas; es decir, dos separadores y el tanque de almacenamiento. Los volúmenes de líquido que manejarán los separadores en la primera y se

gunda etapas, son mayores que el volumen contenido en el tanque - de almacenamiento.

Lo anterior se debe a que a las condiciones de operación - de la 1a y 2a. etapas, el volumen de gas disuelto en el aceite es mayor que a las condiciones en el tanque de almacenamiento.

Si se conoce el volumen de aceite en el tanque de almacena miento, se pueden determinar en forma aproximada los volúmenes de aceite que se manejan en la primera y segunda etapa de separación. Estos se obtienen multiplicando el volumen de aceite en el tanque de almacenamiento por el respectivo factor de volumen del aceite para las condiciones de separación de cada etapa.

Ejemplo: Cálculo de la capacidad de manejo de gas de un separador vertical bajo las siguientes condiciones:

$$L = 10 \text{ pies}$$

$$\gamma_g = 0.65$$

$$\rho_L = 45 \text{ }^\circ\text{API}$$

$$d_p = 100 \text{ micras}$$

$$T_s = 60 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$P_s = 14.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$$

$$d_o = 30 \text{ pg}$$

$$P_d = 1000 \text{ lb/pg}^2$$

$$P_f = 600 \text{ lb/pg}^2 = 614.7 \text{ lb/pg}^2$$

$$T_f = 75 \text{ }^\circ\text{F} = 535 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$d = 2.2023 \text{ pies}$$

Para obtener de la ecuación (4.18) el q_{sg} en $(\text{ft}^3/\text{día}) @$ - c.s. debemos utilizar las siguientes unidades:

$$P_f \text{ (lb/pg}^2\text{abs.)}$$

$$T_f \text{ (}^\circ\text{R)}$$

$$d_p \text{ (pies)}$$

$$\rho_p, \rho_g \text{ (lbm/pie}^3\text{)}$$

$$d \text{ (pies)}$$

$$\mu_g \text{ (lbm/pie-seg)}$$

a) Para un gas con $\gamma_g = 0.65$ y $P_f = 614.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$ obtener el factor de compresibilidad (z), para poder obtener la ρ_g .

Con la $\gamma_g = 0.65$ y la Fig.(IV.13) obtenemos $T_{pc} = 370$ °R

Con la $\gamma_g = 0.65$ y la Fig.(IV.14) obtenemos $P_{pc} = 670$ lb/pg²

Con la presión y temperatura pseudo críticas encontradas - y las ecuaciones siguientes encontramos la presión y temperatura pseudo reducidas.

$$P_{pr} = \frac{P_f}{P_{pc}} = \frac{614.7}{670} = 0.9174$$

$$T_{pr} = \frac{T_f}{T_{pc}} = \frac{535}{370} = 1.4459$$

Entrando a la Fig.(IV.19) con la P_{pr} y donde corte con la T_{pr} , horizontalmente leemos el valor de "z".

$$z = 0.893$$

Con lo anterior podemos obtener la P_g .

$$P_g = 2.7028 \gamma_g \frac{P_f}{z_f T_f}$$

$$P_g = 2.7028 (0.65) \frac{614.7}{(0.893) (535)} = 2.2603 \text{ lbm/pie}^3$$

Como para aplicar la correlación de Lee para obtener la μ_g la P_g debe estar en (gr/cm³):

$$\rho_g = 2.2603 \text{ (lbm/pie}^3) \times (5.6146 \text{ pies}^3/\text{bl}) \times (6.2897 \text{ bl/m}^3) \times$$

$$(\text{m}^3/1 \times 10^6 \text{ cm}^3) \times (454 \text{ gr/lbm}) = 0.036238 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_g = 0.036238 \text{ gr/cm}^3$$

b) Cálculo de la viscosidad (μ_g) mediante la correlación de Lee.

$$M_g = M_a \times \gamma_g$$

$$M_g = 28.97 (0.65)$$

$$M_g = 18.8305$$

$$x = 3.5 + \frac{986}{T_f} + 0.01 (M_g)$$

$$x = 3.5 + \frac{986}{535} + 0.01 (18.8305)$$

$$x = 5.5313$$

$$y = 2.4 - 0.2 (x)$$

$$y = 2.4 - 0.2 (5.5313)$$

$$y = 1.2937$$

$$K = \frac{(9.4 + 0.02 (M_g)) T_f^{1.5}}{209 + 19 (M_g) + T_f}$$

$$K = \frac{(9.4 + 0.02 (18.8305)) 535^{1.5}}{209 + 19 (18.8305) + 535}$$

$$K = 109.8055$$

$$\mu_g = 10^{-4} K e \times \rho_g^y$$

$$\mu_g = 10^{-4} (109.8055) e^{5.5313} (0.036238)^{1.2937}$$

$$\mu_g = 0.011843 \text{ cp}$$

Pero para poder aplicar la ecuación (4.18) necesitamos la (μ_g) en lbm/pie-seg, entonces:

$$\mu_g = 0.011843 (6.7197 \times 10^{-4})$$

$$\mu_g = 7.9581407 \times 10^{-6} \text{ lbm/pie-seg}$$

$$\rho_o = \frac{141.5}{131.5 + {}^\circ\text{API}}$$

$$\rho_o = \frac{141.5}{131.5 + 35}$$

$$\rho_o = 0.85 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_o = 0.85 (\text{gr/cm}^3) \times (\text{lbm}/454\text{gr}) \times (1 \times 10^6 \text{ cm}^3/\text{m}^3) \times (1\text{m}^3/6.2897\text{bl}) \\ \times (1 \text{ bl}/5.6146 \text{ pies}^3) = 53.01 \text{ lbm/pie}^3$$

$$\rho_o = 53.01 \text{ lbm/pie}^3$$

$$dp = 100 \text{ micras} = 3.2808 \times 10^{-4} \text{ pies}$$

c) Cálculo del q_{sg}

$$q_{sg} = 4.294 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} \frac{d_f^2 (P_p - P_g) d^2}{\mu_g}$$

$$q_{sg} = 4.294 \times 10^6 \frac{614.7}{(0.893)(535)} \frac{(3.2808 \times 10^{-4})^2 (53.01 - 2.2603)(2.2023)^2}{7.9581407 \times 10^{-6}}$$

$$q_{sg} = 18'393.075 \text{ pies}^3/\text{día @c.s.}$$

Ejemplo: Cálculo de la capacidad de manejo de líquido de un separador vertical, bajo las mismas condiciones del ejemplo anterior y además: $h = 4$ pies, $tr = 1$ min y $Bo = 1.13$.

Sustituyendo datos en la ecuación (4.21) para obtener el q_{sL} en (bl/día).

$$q_{sL} = 201.420 \frac{d^2 h}{Bo tr}$$

$$q_{sL} = 201.420 \frac{(2.2023)^2 4}{(1.13) 1}$$

$$q_{sL} = 3458.09 \text{ bl/día @ c.s.}$$

Cálculo de la capacidad de tratamiento de separadores horizontales.

Capacidad de gas.

Para establecer la ecuación con la que se obtiene la capacidad de manejo de gas de los separadores horizontales, se harán las siguientes consideraciones que dependen del diseño específico del separador.

a) Las gotas de líquido caen en un ángulo de 45° , desde la entrada de los fluidos al separador, situada en su parte superior a la interfase gas-líquido, Fig. IV. 12

b) El extractor de niebla está situado a una distancia de dos veces la diferencia de diámetro del separador menos el nivel de líquido.

De acuerdo con lo anterior, la velocidad de asentamiento de las gotas de líquido, v_t es:

$$v_t = \frac{\sqrt{(d-h)^2 + (d-h)^2}}{t_{rg}} = \frac{\sqrt{2} (d-h)}{t_{rg}} \dots\dots\dots 4.22$$

Despejando t_{rg} , que es el tiempo de retención del gas, necesario para que las gotas de líquido se depositen en la interfase gas-líquido:

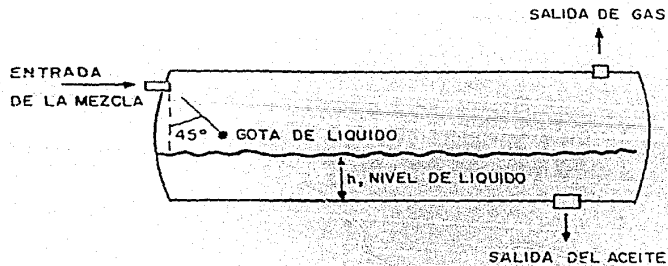


FIG. IV.12 TRAYECTORIA QUE SE CONSIDERA SIGUEN LAS GOTAS DEL LIQUIDO AL ENTRAR AL SEPARADOR.

$$t_{rg} = \frac{\sqrt{2} (d-h)}{v_t} \dots\dots\dots 4.23$$

de donde

$$v_g = \frac{2 (d-h)}{t_{rg}} = \frac{2(d-h)}{\frac{\sqrt{2} (d-h)}{v_t}} = \frac{2}{\sqrt{2}} v_t = \sqrt{2} v_t \dots\dots\dots 4.24$$

de acuerdo a la ecuación de continuidad,

$$q_f = v_g A_f = \sqrt{2} v_t A_f \dots\dots\dots 4.25$$

donde $A_f = \frac{\pi d^2}{4} \left[1 - \frac{\text{ang} \cos \left(1 - \frac{2h}{d} \right)}{180} \right] + (dh-h^2)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{d}{2} - h \right) \dots\dots\dots 4.26$

De la ecuación general de los gases, para condiciones estandar y condiciones de operación del separador,

$$\frac{P_s q_{sg}}{RT_s} = \frac{P_f q_f}{Z_f RT_f} \dots\dots\dots 4.27$$

despejando q_{sg}

$$q_{sg} = \frac{T_s P_f}{P_s Z_f T_f} q_f \dots\dots\dots 4.28$$

Sustituyendo 4.25 en 4.28, considerando $T_s = 520 \text{ }^\circ\text{R}$, -----
 $P_s = 14.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, y multiplicando el segundo miembro por ----
 86400, para obtener q_{SG} en $\text{pies}^3/\text{día}$ a las condiciones estándar.

$$q_{SG} = 4.322 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} v_t A_f \dots\dots\dots 4.29$$

En 4.29 v_t se puede calcular a partir de la ecuación 4.6 .

$$v_t = \frac{g d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu_g} \dots\dots\dots 4.6$$

sustituyendo v_t en la ecuación 4.29 nos queda:

$$q_{SG} = 7.725 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{\mu_g} A_f \dots\dots\dots 4.30$$

q_{SG} es el gasto de gas a condiciones estándar que puede manejar el separador, sin que partículas de diámetro mayor que d_p , sean arrastradas por la corriente de gas.

Capacidad de separación de líquido.

En separadores horizontales, se recomienda que el nivel -- máximo de líquido, sea menor que la mitad del diámetro interior - del separador.

El volumen disponible para manejo de líquido en un separador horizontal, es:

$$V_{Lh} = \left(\frac{\pi d^2}{4} - A_f \right) L \quad \dots\dots\dots 4.31$$

por lo tanto el gasto de líquido a las condiciones estándar, que el separador puede manejar es:

$$q_{sL} = \frac{V_{Lh}}{B_o t_r} = \frac{\left(\frac{\pi d^2}{4} - A_f \right) L}{B_o t_r} \quad \dots\dots 4.32$$

donde:

q_{sL} en pie³/ min. @ c.s.

para obtener q_{sL} en bl/día se puede multiplicar la ecuación 4.32 por 1440/5.615, quedando:

$$q_{sL} = 256.474 \frac{\left(\frac{\pi d^2}{4} - A_f \right) L}{B_o t_r} \quad \dots\dots\dots 4.33$$

Los tiempos de retención recomendados por la compañía -- OMPEC, son los mismos que para los separadores verticales.

Ejemplo: Cálculo de la capacidad de manejo de gas de un separador horizontal, bajo las mismas condiciones del ejemplo anterior.

Del problema anterior, (tomando en cuenta que los datos -- son los mismos) los cálculos efectuados que permanecen constantes para la resolución de este problema, son los siguientes:

$$T_f = 535 \text{ (}^\circ\text{R)}$$

$$P_f = 614.7 \text{ (psia)}$$

$$Z_f = 0.893$$

$$\rho_g = 2.2603 \text{ (lbm/pie}^3\text{)}$$

$$\mu_g = 7.9581407 \times 10^{-6}$$

$$\rho_o = 53.01 \text{ (lbm/pie}^3\text{)}$$

$$\Delta p^2 = 1.07636 \times 10^{-7} \text{ (pies)}$$

$$d = 2.2023 \text{ (pies); } d^2 = 4.8501 \text{ (pies)}$$

$$h = 1 \text{ (pie)}$$

Solución:

Cálculo del area de flujo (A_f), mediante la siguiente fórmula:

$$A_f = \frac{\pi d^2}{4} \left[1 - \frac{\text{ang } \cos \left(1 - \frac{(2)(h)}{d} \right)}{180} \right] + (dh - h^2)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{d}{2} - h \right)$$

Sustituyendo:

$$A_f = \frac{(3.1416)(4.8501)}{4} \left[1 - \frac{\text{ang cos} \left(1 - \frac{(2)(1)}{2.2023} \right)}{180} \right] +$$

$$(2.2023 (1) - (1)^2)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{2.2023}{2} - 1 \right)$$

∴ $A_f = 2.12707 \text{ (pies}^2\text{)}$

Cálculo de la capacidad de manejo de gas mediante la siguiente ecuación:

$$q_{sg} = 7.725 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} \frac{dp^2 \left(\frac{\rho_p}{\rho_g} - \frac{\rho_R}{\rho_g} \right)}{A_f}$$

sustituyendo,

$$q_{sg} = 7.725 \times 10^6 \frac{614.7}{(0.893)(535)} \frac{1.076 \times 10^{-7} (53.01 - 2.2603)(2.1270782)}{7.9581407 \times 10^{-6}}$$

∴ $q_{sg} = 14.511735 \times 10^6 \text{ pies}^3/\text{día @ c.s.}$

Ejemplo: Cálculo de la capacidad de manejo de líquido de un separador horizontal, bajo las mismas condiciones del ejemplo anterior.

utilizando la siguiente ecuación:

$$q_{sl} = 256.474 \frac{\left(\frac{\pi d^2}{4} - A_f \right) L}{B_o \cdot t_r}$$

sustituyendo:

$$q_{sl} = 256.474 \frac{(3.141(4.8501)^2 - 2.1270782) 10}{(1.13) (1)}$$

$$q_{sl} = 3818.01 \text{ bl/día}$$

IV.4 Método gráfico para determinar la capacidad de los separadores horizontales y verticales convencionales.

Con el uso de las gráficas que se presentan a continuación se determinan las capacidades de separadores de aceite y gas, eliminando cálculos tediosos.

Este método gráfico está realizado con el objeto de utilizarse en separadores cilíndricos de dos fases, horizontales o verticales y de una sola pieza.

La confiabilidad de estas curvas, ha sido verificada mediante pruebas de campo y contemplan una amplia variedad de condiciones. Hasta hace poco, se hacía mayor énfasis en la separación de las gotas de líquidos del gas, que en la separación del gas del aceite. El manejo actual del aceite crudo, requiere de la medición de grandes cantidades de aceite, por lo tanto, es necesario remover todo el gas extraño y que no se encuentre en solución en el mismo para lograr una medición con la exactitud necesaria.

Para obtener un grado óptimo de separación, se requiere de un adecuado tiempo de retención. El tiempo de retención, es por lo tanto, de primordial importancia, cuando se seleccionan las dimensiones adecuadas del separador. Si se tienen aceites que producen espumas, el tiempo de retención requerido se incrementará de tres a seis veces en relación al que se requerirá para aceites no espumosos.*

* También se acostumbra utilizar antiespumantes para evitar el empleo de separadores con mayores dimensiones.

El incremento en el tiempo de retención es proporcional a la tendencia de formar espuma del aceite. En la medición con aceite espumoso, la necesidad de incrementar el tiempo de retención, se elimina, cuando el separador usado mide el aceite tomando como base su densidad.

Las capacidades de aceite y gas que se muestran en las curvas para separadores convencionales tanto verticales como horizontales están basadas en una longitud de 10 pies, deberá hacerse -- una corrección para alcanzar la capacidad adecuada.

La separación de gas de un separador vertical de aceite y gas es directamente proporcional al área de la sección transversal del separador e inversamente proporcional a la longitud del cuerpo. Por ejemplo, un incremento en la longitud del cuerpo del separador vertical convencional de 10 a 15 pies, incrementaría la capacidad de gas en menos del 5% y un decremento en la longitud del cuerpo de 10 a 7 pies puede resultar un decremento inferior al 3% en la capacidad del gas. El cambio en la capacidad de separación depende de los líquidos producidos por el pozo y otras condiciones.

Por lo general, la capacidad de líquido de un separador vertical es directamente proporcional a la altura del nivel de líquido, en la sección de acumulación del recipiente. En separadores verticales de aceite y gas, es práctica normal que la altura del líquido no exceda de uno a tres veces el diámetro del separador, dependiendo de la exactitud de su diseño.

La capacidad de gas de un separador horizontal es proporcional al área de la sección transversal del recipiente disponible al flujo de gas. De esta manera, el diámetro de un separador horizontal y la altura del líquido controlan la capacidad de separación del gas. Al cambiar la longitud de los separadores horizontales con respecto a la longitud convencional de 10 pies, no afecta en gran medida la capacidad del gas de estos separadores, excepto en condiciones especiales, como el caso del aceite espumoso.

Las capacidades de los depuradores convencionales (scrubbers) de gas pueden ser determinadas de estas curvas. Si se usa una malla de alambre entretrejida como extractor de niebla en los depuradores, las capacidades de gas serán aproximadamente nueve décimas (9/10) de las capacidades obtenidas de las curvas para los tamaños de recipiente correspondiente. Esta reducción en la capacidad, es ocasionada por la carga de líquido sobre la malla de alambre entretrejido.

Las curvas están elaboradas para que puedan ser utilizadas en ambos sentidos siguientes:

- 1) Para determinar las dimensiones del separador requerido para manejar un volumen dado de fluidos.
- 2) Para determinar el volumen de fluidos que se podrán manejar dadas las dimensiones del separador.

La capacidad de líquido de un separador horizontal depende de la capacidad volumétrica destinada al asentamiento del líquido de la sección de acumulación del separador. Esta capacidad volumétrica está determinada por el diámetro interior del recipiente, la longitud del cuerpo y la altura del líquido.

Los cálculos de las capacidades de gas, están basados en la ley de STOKES, la cual puede definirse como sigue:

$$v = K_v d^2 \frac{(\rho_L - \rho_g) g}{\mu_g}$$

donde:

v = velocidad relativa del líquido que cae en gotas provenientes del gas (pie/seg)

K_v = constante de resistencia a la viscosidad.

d = diámetro de las gotas de líquido (pie)

ρ_L = densidad de las gotas de líquido (lb/pie³)

ρ_g = densidad del gas (lb/pie³)

μ_g = viscosidad del gas (lbm/pie-seg)

g = aceleración de la gravedad (pie/seg²)

Los cálculos suponen que la separación gas-líquido se efectúa

túa por la diferencia de densidades entre el líquido y el gas - mediante las velocidades adecuadas de ambas fases.

Las velocidades relativas netas del gas fueron seleccionadas de manera que se realizara una separación de todas las partículas líquidas de 100 micras de diámetro o mayores.

CAPACIDAD DE LIQUIDO DE UN SEPARADOR VERTICAL.

Las capacidades están basadas en las siguientes consideraciones.

- 1) Un parámetro, que indica el tiempo de retención.
- 2) Flujo estable, no hay cabeceo.
- 3) Aceite no espumoso.
- 4) La temperatura del aceite debe ser superior a la cual se forma la parafina.
- 5) La densidad relativa del aceite debe ser de 35^oAPI o mayor.
- 6) La viscosidad es de 50 S.S.U. o menor.
- 7) El nivel del líquido en el separador no deberá exceder a tres veces el diámetro del separador.

E J E M P L O :

Un separador vertical de 30 pg. de diámetro exterior, -- 10 pies de longitud, presión de diseño de 1000 lb/pg², con 30 pg. de altura de líquido maneja 2700 bl/día con un tiempo de retención de 1 minuto.

Con 2700 bl/día de aceite, un tiempo de retención de un minuto, y una presión de trabajo de 1000 lb/pg², las dimensiones requeridas serán de 30 pg., de diámetro exterior del recipiente con 30 pg. de altura del líquido. (Ver Fig. IV.16).

CAPACIDAD DE GAS DE UN SEPARADOR VERTICAL.

Las capacidades están basadas en las siguientes consideraciones:

- 1) Volúmenes medidos a condiciones estándar (60°F y 14.7 lb/pg²)
- 2) Flujo estable, no hay cabeceo.
- 3) Aceite no espumoso.
- 4) Longitud del recipiente de 10 pies.
- 5) Temperatura de operación superior a la de formación de hidratos.

- 6) La densidad relativa del gas de 0.65(aire = 1.0)
- 7) El gas deberá de acarrear menos de 1.0 gal de líquido/MMPCD.

E J E M P L O :

Un separador vertical de aceite y gas de 20 pg. de diámetro exterior, 10 pies de longitud, presión de diseño de 1000 lb/pg² operado a 700 lb/pg² manométricas tiene una capacidad de 8.2 MMPCD. Este problema puede ser resuelto en forma inversa si se conocen - el gasto diario y la presión de trabajo. (Ver Fig. IV.15)

CAPACIDAD DE LIQUIDO DE UN SEPARADOR HORIZONTAL.

Las capacidades están basadas en las siguientes consideraciones:

- 1) Un parámetro que indica el tiempo de retención.
- 2) Flujo estable, no hay cabeceo.
- 3) Aceite no espumoso.
- 4) La temperatura del aceite debe ser superior a la cual se forma la parafina.
- 5) La densidad relativa del aceite de 35°API o mayor.

- 6) La viscosidad de 50 S.S.U. o menor.
- 7) La longitud del recipiente de 10 pies.

E J E M P L O :

Un separador horizontal de 24 pg. de diámetro exterior, -- 10 pies de longitud, con una altura de líquido de 8 pg. maneja -- 2400 bl/día con un tiempo de retención de un minuto.

Con 2400 bl/día de aceite, un tiempo de retención de un minuto, 24 pg. de diámetro exterior, el separador horizontal de aceite y gas requiere una altura de líquido de 8 pg. (Ver Fig. IV.18).

CAPACIDAD DE GAS DE UN SEPARADOR HORIZONTAL.

Las capacidades están basadas en las siguientes consideraciones:

- 1) Volúmenes medidos a condiciones estándar (60°F , 14.7 lb/pg²)
- 2) Flujo estable, no hay cabeceo.
- 3) Aceite no espumoso.
- 4) Longitud del recipiente de 10 pies.

E J E M P L O :

Un separador horizontal de aceite y gas de 24 pg. de diámetro exterior, 10 pies de longitud, con una altura de líquido de 8 pg., una presión de operación de 75 lb/pg² y una presión de diseño de 125 lb/pg², maneja 2.1 MMPCD. (Ver Fig. IV. 17)

Este problema también puede ser resuelto en forma inversa si se conocen el volumen diario y la presión de trabajo.

IV.5 Cálculo del espesor de un separador.

El espesor y la presión de trabajo para separadores cilíndricos deberá ser calculado con la siguiente expresión:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} \quad \text{o} \quad P = \frac{SEt}{R + 0.6t} \quad \dots\dots\dots 4.34$$

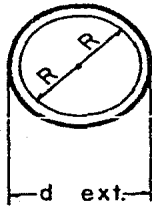
donde: P : presión de diseño, lb/pg²

R : radio interior, pg

S : esfuerzo máximo (24 000 lb/pg²) permisible.

E : eficiencia de la unión (4", E = 0.8)

t : espesor mínimo requerible



Si $d_{ext} = 2R + 2t$

entonces:

$$R = \frac{d_{ext} - 2t}{2} \quad \dots\dots\dots 4.35$$

Sustituyendo 4.35 en 4.34 :

$$t = \frac{P (d_{ext} - 2t)}{2 (SE - 0.6P)}$$

$$t^2 (SE - 0.6P) - Pdext + 2Pt = 0$$

$$2tSE - 1.2Pt - Pdext + 2Pt = 0$$

$$2tSE + 0.8Pt - Pdext = 0$$

$$t (2SE + 0.8P) = Pdext$$

$$t = \frac{P \text{ dext}}{2 (SE + 0.4P)} \dots\dots\dots 4.36$$

Ejemplo:

Calcule el espesor mínimo requerible (t), para un separador de 24 pg. de diámetro exterior y que tiene una presión de diseño - de 125 lb/pg².

Aplicando la ecuación 4.36:

$$t = \frac{125 (24)}{2((24000) (0.8) + 0.4 (125))}$$

$$t = 0.077922 \text{ pg.}$$

N O M E N C L A T U R A

- a. Aceleración debida a la fuerza centrífuga (pie/seg²)
- Af Area de flujo a través del separador (pies²)
- Ap Area de la gota de líquido proyectado contra el flujo de gas (pie²)
- Bo Factor de volumen del aceite a Pf y Tf (bl/bl)
- dp Diámetro de una gota de líquido esférica (pie)
- d Diámetro interior del separador (pie)
- do Diámetro exterior del separador (pg)
- f Coeficiente de fricción o de arrastre, adimensional
- Fc Fuerza centrífuga actuando sobre una partícula de líquido lbm pie/seg²
- g Aceleración de la gravedad (pie/seg²)
- gc Constante de proporcionalidad, igual a 32.17
- h Nivel del líquido en el separador (pie)
- k Constante de proporcionalidad
- L Longitud del separador (pie)
- m_p Masa de una partícula de líquido (lbm)
- N Número de vueltas realizadas en el extractor de niebla tipo centrífugo por una partícula de líquido (adimensional)
- N_{re} Parámetro adimensional
- Pd Presión de diseño del separador (lb/pg²)
- Pf Presión de operación del separador (lb/pg² abs)
- Ma Peso molecular del aire, igual a 28.97 lb/mole-lb
- Mg Peso molecular del gas, (lb/mole-lb)
- g_f Gasto de gas a través del separador a Pf y Tf (pie³/seg)
- q_{sg} Gasto de gas a través del separador a Ps y Ts (pie³/día)

- q_{SL} Gasto de líquido a través del separador a P_s y T_s (bl/día)
 r Radio de la circunferencia que describe una partícula de líquido en su movimiento (pie)
 R Constante universal de los gases
 S Trayectoria radial de una partícula de líquido
 S_p Distancia de paro de una partícula de líquido (pie)
 t Tiempo (seg)
 t_r Tiempo de retención del líquido en el separador (min)
 t_{rg} Tiempo de retención del gas en un separador horizontal (min)
 T_f Temperatura de operación del separador ($^{\circ}R$)
 v Velocidad del flujo de gas a través de un extractor de niebla, con la cual se obtiene su máxima eficiencia (pie/seg)
 v_g Velocidad del gas a través de un separador horizontal (pie/seg)
 v_i Velocidad inicial de una partícula de líquido (pie/seg)
 v_m Velocidad media de una partícula de líquido suspendida en el gas (pie/seg)
 v_t Velocidad de asentamiento o terminal de una gota de líquido (pie/seg)
 V_{Lh} Volumen disponible para manejo de líquido en un separador horizontal (pie³)
 V_{Lv} Volumen disponible para manejo de líquido en un separador vertical (pie³)
 V_p Volumen de una gota de líquido (pic³)
 z_f Factor de compresibilidad del gas a P_f y T_f , adimensional
 ρ_g Densidad del gas a P_f y T_f (lbm/pie³)
 ρ_L Densidad de las gotas del líquido ($^{\circ}API$)
 ρ_p Densidad de las gotas del líquido (lbm/pie³)
 ρ_{rg} Densidad relativa del gas, (aire igual a 1.0)
 μ_g Viscosidad del gas (lbm/pie-seg)

C A P I T U L O V

EQUIPOS QUE FORMAN UNA BATERIA DE SEPARADORES.

El sistema de tuberías, bombas, tanques, válvulas y otro - equipo adicional por medio del cual se transporta el aceite y se controla el flujo desde los pozos hasta un punto principal de almacenamiento o distribución, se llama "sistema de recolección" o "sistema colector". Se pueden reducir costos con un buen diseño - del sistema de recolección, con la debida atención a la distribución de las tuberías y la localización a los tanques, para obtener una ventaja máxima por gravedad en el flujo, con un consumo - mínimo de energía para bombeo y mínima pérdida en el manejo del - aceite.

La topografía del terreno no sólo tiene mucho que ver con la disposición del sistema de recolección, sino que influye en la selección del sitio para la planta deshidratadora, centro de almacenamiento o punto de distribución con los que se debe conectar. Por lo cual es necesario contar con un plano topográfico de la lo calidad.

Comunmente, el sistema de recolección va creciendo a medida que se van ampliando las operaciones de perforación y eventualmente parece mal diseñado o inadecuado para las necesidades de la localización al aproximarse a su desarrollo completo, necesitando tal vez costosos reacondicionamientos o duplicación de líneas.

Puesto que un campo es generalmente un area probada, perforando primero pozos en los límites, pronto quedará rodeado por una línea de recolección principal con ramales que se extienden a los tanques de almacenamiento.

Las líneas colectoras deben enterrarse o aislarse adecuadamente para evitar variaciones de temperatura, cambios diarios de temperatura hasta de mas de 27.5°C pueden ocurrir en líneas superficiales no protegidas, mientras que en las líneas enterradas 1.20 m abajo de la superficie de la tierra, la variación de temperatura puede reducirse a sólo 0.55°C .

Las tuberías de recolección deben tenderse con un gradiente tan uniforme como sea posible, evitando irregularidades de declive que pueden producir caídas de presión y dejar aceite atrapado en los puntos bajos y gas en los puntos altos.

Cuando las tuberías cruzan caminos o carreteras transitados por vehículos pesados, deben enterrarse profundamente para evitar aplastamiento, doblez o vibración indebida que podría aflojar juntas y ocasionar fugas.

Se insertan en las líneas, válvulas de retención siempre que sea necesario para evitar flujo en sentido inverso. Las líneas colectoras son conectadas a una tubería multiple adecuada con válvulas y accesorios que permiten dirigir la entrega del aceite a cualquier tanque colector en el sistema de almacenamiento.

En circunstancias en las que no se pueda aprovechar la fuerza de gravedad para transportar el aceite a través del sistema de recolección se deben utilizar bombas.

Como es necesario un sistema de recolección de aceite, así también es necesario un sistema de recolección de gas para transportarlo ya sea de los pozos o de los separadores a la planta de extracción de los componentes ligeros o a la planta de compresoras donde es comprimido para su transmisión a gasoductos o para reinyección dentro de los pozos de bombeo neumático, o a máquinas de gas como combustible para accionar equipo de bombeo o generadores de energía. Para este objeto, se usan tuberías de tamaño apropiado, diseñadas para tener capacidad para el volumen de gas que se va a transportar a la presión deseada. Estratégicamente situadas las líneas principales de gas, comunicadas entre sí, se extienden a diferentes porciones del campo, y ramales de menor diámetro conectan éstas con cada pozo.

Al planear la disposición de los sistemas de recolección y distribución de gas será conveniente disponer de un plano topográfico de la localización. Este plano sugerirá rutas que pueden seguir convenientemente las líneas troncales de recolección de gas y por los ramales que conectan a estas con los separadores. La economía en costo inicial y costo de operación requiere que las líneas colectoras sean lo mas cortas posibles. Se debe buscar un balance económico entre el costo de instalación y el de operación del sistema de recolección de gas. Las líneas de mayor diámetro -

son de mayor costo en inversión inicial, pero transportan gas con menores pérdidas de presión que las líneas de menor diámetro y, - por lo tanto, son más satisfactorias desde el punto de vista de - operación. Los diámetros de tubería que puedan usarse dependen de la presión mantenida en los separadores, la presión de entrega ne cesaria y la caída de presión permitida.

V.1 Cálculo del colector general de la batería.

- Método de cálculo. El usado para el diseño de la línea de escurrimiento (capítulo II.1).
- No. de líneas que concurren al cabezal de la batería = 10
- Producción por pozo = 10,000 bl/día.
- Producción de aceite a manejar en la batería = 100,000 - bl/día.
- Producción de gas a manejar en la batería considerando una RGA de $300 \text{ m}^3/\text{m}^3 = 168.42 \text{ MMPCD}$.
- Caída de presión a través del colector = $0.1 \text{ Kg/cm}^2 = 1.12 \text{ m}$. considerando aceite de 0.89 gr/cm^3 .
- Densidad del aceite = 0.89 gr/cm^3 .
- Densidad del gas = 0.78
- Viscosidad del aceite = 71 S.S.U.

a).- Cálculo del diámetro considerando que maneja únicamente aceite.

Como $50 < T < 100$ se usa la siguiente fórmula para obtener la viscosidad en centistokes:

$$K' = 0.22 T - \frac{195}{T}$$

$$K' = 0.22 (71) - \frac{195}{71} = 12.8735 \text{ centistokes.}$$

$$K = 0.1287 \text{ Stokes.}$$

Suponiendo un diámetro (D) = 20 pg.

$$N.R. = \frac{Q_0}{DK} = \frac{100,000}{20 (0.1287)} = 38,839$$

De la tabla (2.1):

N.R.	"f"
35 000	0.0233
50 000	0.0216

Interpolando para N.R. = 38,839

$$15,000 \text{ ----- } 0.0017$$

$$3,839 \text{ ----- } x$$

$$x = \frac{3839 (0.0017)}{15000} = 0.000435$$

Obtenemos "f" = 0.02286

$$L = 20 \text{ m} = 0.02 \text{ Km.}$$

Sustituyendo valores en:

$$H = 0.02649 f \frac{L (Q_0)^2}{d^5}$$

$$1.12 = \frac{0.02649 (0.02286) (0.02) (100,000)^2}{d^5}$$

$$d^5 = 108,135.96$$

$$d = 10.15 \text{ pg.}$$

Recalculando N.R. con este valor de $d = 10.15 \text{ pg.}$

$$\text{N.R.} = \frac{Q_0}{DK} = \frac{100,000}{10.15 (0.1287)} = 76,552$$

De la tabla (2.1):

N.R.	"f"
70,000	0.0203
90,000	0.0191

Interpolando para N.R. = 76,552

20,000	-----	0.0012
6,552	-----	x

$$x = \frac{6552 (0.0012)}{20000} = 0.0003931$$

Obtenemos "f" = 0.019907

$$H = 0.02649 f \frac{L (Q_0)^2}{d^5}$$

$$d^5 = \frac{0.02649 (0.019907) (0.02) (100,000)^2}{1.12}$$

$$d = 9.88 \text{ pg.}$$

Por lo tanto $d = 10$ pg.

b).- Cálculo del diámetro considerando que maneja únicamente gas.

Para este caso se usa la ecuación de Weymouth.

$$d = 5.33 \sqrt{\frac{0.000504 (P_2)^2 (Q_g)^2 L G T}{(T_0)^2 P_m DP}}$$

Donde: $P_0 = 14.7$ lb/pg²

$$T_0 = 86 \text{ } ^\circ\text{F} + 460 = 546 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$Q_g = 168,420 \text{ millares de pies}^3/\text{día}$$

$$L = 20 \text{ m} = 65.6 \text{ pies}$$

$$G = 0.78 \text{ (aire} = 1.0)$$

$$T = 70 \text{ } ^\circ\text{C} = 158 \text{ } ^\circ\text{F} + 460 = 618 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$P_1 = 111.4 \text{ lb/pg}^2 \text{ man.} = 126.1 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$$

$$P_2 = 110.0 \text{ lb/pg}^2 \text{ man.} = 124.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$$

$$DP = 1.42 \text{ lb/pg}^2 \text{ man.}$$

$$P_m = \frac{P_1 + P_2}{2} = \frac{126.1 + 124.7}{2} = 125.4 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$$

$$d = 5.33 \sqrt{\frac{0.000504 (14.7)^2 (168420)^2 (65.6) (0.78) (618)}{(546)^2 (125.4) (1.42)}}$$

$$d = 14.97 \text{ pg} = 15 \text{ pg}$$

Para determinar el diámetro equivalente utilizamos la siguiente ecuación:

$$De \cdot 2.530 = d_1 \cdot 2.530 + d_2 \cdot 2.530$$

$$De = 2.530 \sqrt{10 \cdot 2.530 + 15 \cdot 2.530}$$

$$De = 16.93 \text{ pg.}$$

Con el diámetro equivalente (De) y revisando las tablas de tuberías para manejar la producción, se debe escoger el diámetro inmediato superior.

V.2 Cálculo del colector general de gas en la descarga de separadores.

El método de cálculo que se utiliza, es el usado para el cálculo de un gasoducto, utilizando la ecuación de Weymouth.

Datos:

$$P_o = 14.7 \text{ lb/pg}^2$$

$$T_o = 546 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$Q_g = 168,420 \text{ MPCD}$$

$$L = 200 \text{ m} = 656 \text{ pies}$$

$$G = 0.78 \text{ (aire} = 1.0)$$

$$T = 148 \text{ } ^\circ\text{F} = 608 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$P_1 = 100 \text{ lb/pg}^2 \text{ man} = 114.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$$

$$P_2 = 99.5 \text{ lb/pg}^2 \text{ man} = 114.2 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$$

$$DP = 0.5 \text{ lb/pg}^2 \text{ man.}$$

$$P_m = \frac{P_1 + P_2}{2} = \frac{114.7 + 114.2}{2} = 114.45 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$$

Sustituyendo en la ecuación:

$$d = 5.33 \sqrt{\frac{0.000504 (P_o)^2 (Q_g)^2 L G T}{T_o^2 (P_m) DP}}$$

$$d = 5.33 \sqrt{\frac{0.000504 (14.7)^2 (168420)^2 (656) (0.78) (608)}{546^2 (114.45) (0.5)}}$$

$$d = 28.45 \text{ pg.}$$

Con el diámetro encontrado ($d = 28.45$ pg), se puede seleccionar de las tablas de tuberías, alguna que cumpla con el diámetro interior encontrado y para la presión de operación.

V.3 Cálculo del colector general de aceite de la descarga de separadores al tanque de almacenamiento.

Como en el caso del diseño del colector general de la batería, se supone un diámetro (D) para determinar el factor de fricción "f" y compararlo con el obtenido a partir de la fórmula de Darcy. Esta secuela se seguirá hasta que los dos valores difieran muy poco y se acerquen a la tubería más adecuada según las tablas de fabricación de tuberías.

Consideraciones:

- 1.- Se usará únicamente la ecuación de Darcy ya que prácticamente es aceite lo que se manejará.
- 2.- A las caídas de presión supuestas se le agregará la -- altura del tanque.
- 3.- Se supone una longitud equivalente adicional, a las caídas de presión que se tengan en el colector desde los separadores hasta el tanque por concepto de válvulas, cambios de dirección, reducciones de diámetro etc.
- 4.- El gasto, será el doble ya que se considera que se tiene un determinado tiempo de retención en todos los separadores y en un momento dado todos pudieran descargar a la vez.

Datos:

Longitud del colector = 150 m

Longitud equivalente para compensar caídas de presión = 25 m

Longitud considerada = 175 m = 0.175 Km

Volumen de aceite a manejar = 200,000 bl/día

Viscosidad del aceite = 71 S.S.U.

Caída de presión a través del colector = $0.1 \text{ Kg/cm}^2 = \text{---}$
1.12 m. considerando aceite de 0.89 gr/cm^3 .

Altura del tanque de almacenamiento = 12 m

Altura total = $12 + 1.12 = 13.12 \text{ m}$

Como $50 < T < 100$ se usa la siguiente ecuación para obtener la viscosidad en centistokes.

$$K' = 0.22 T - \frac{195}{T}$$

$$K' = 0.22 (71) - \frac{195}{71} = 12.8735 \text{ centistokes.}$$

$$K = 0.1287 \text{ Stokes}$$

Suponiendo un diámetro (D) = 12 pg.

$$\text{N.R.} = \frac{Q_0}{DK} = \frac{200,000}{12 (0.1287)} = 129,500$$

De la tabla (2.1):

N.R.	"f"
125,000	0.0177
150,000	0.0170

Interpolando para N.R. = 129,500

25,000 ----- 0.0007

4,500 ----- x

$$x = \frac{4,500 (0.0007)}{25,000} = 0.000126$$

Obtenemos "f" = 0.017574

Sustituyendo valores en:

$$d = \sqrt[5]{\frac{0.02649 f L (Q_0)^2}{H}}$$

$$d = \sqrt[5]{\frac{0.02649 (0.017574) (0.175) (200000)^2}{13.12}}$$

$$d = 11.995 \text{ pg.} \approx 12 \text{ pg.}$$

Ahora calculando H:

$$H = \frac{0.02649 f L (Q_0)^2}{d^5}$$

$$H = \frac{0.02649 (0.01765) (0.175) (200000)^2}{(12.250)^5}$$

$$H = 11.864 \text{ m}$$

$$P = \frac{f_0 h}{10} = \frac{0.89 (11.864)}{10} = 1.0559 \text{ Kg/cm}^2$$

$$P = 15 \text{ lb/pg}^2.$$

Para el cálculo anterior de H, se hizo tomando en cuenta - un diámetro interior (d) = 12.250 encontrado en las tablas de tuberías, con el mismo diámetro se encontró un factor de fricción - "f" = 0.01765, que son los datos que se sustituyen en la ecuación para el cálculo de H.

V.4 Colector de vapores a tanque de almacenamiento.

Las pérdidas por evaporación durante el almacenamiento de hidrocarburos líquidos no sólo trae consigo la reducción en el volumen almacenado, sino además, presentan las siguientes desventajas:

- a).- Pérdidas de los vapores que se ventcan a la atmósfera.
- b).- Reduce el valor de los hidrocarburos líquidos, ya que son las fracciones ligeras, de mayor costo, las que se evaporan.
- c).- Contaminación ambiental.
- d).- Riesgos de explosión.
- e).- Aumento de la corrosión en el área del tanque destinada a los vapores.

Por otro lado el poseer medios y dispositivos que permitan el control de estos vapores, ofrece las siguientes ventajas:

- a).- No disminuye el precio de los hidrocarburos.
- b).- Se evitan los riesgos de explosión.
- c).- Se obtienen las fracciones líquidas que pudieran ir en la corriente de vapores.

Las causas básicas por las que se origina el desprendimiento de vapores son:

- a).- Cambios de temperatura.

- b).- Agitación.
- c).- Llenado y descarga del tanque.
- d).- Color.

Como muestra de la influencia que el color exterior del -- tanque tiene sobre las pérdidas debido al cambio de temperatura, -- se presenta la siguiente tabla.

Color	Perdidas por evaporación (anual)	Densidad promedio durante un año.
Negro	1.24 %	0.8403 *
Rojo	1.14 %	0.8397
Gris	1.03 %	0.8386
Aluminio	0.83 %	0.8381

* Los hidrocarburos almacenados poseían una densidad de 0.8370 (agua = 1.0)

Los medios para evitar y controlar las pérdidas por evaporación son los siguientes:

- a).- Colocar al tanque en un lugar donde los cambios de -- temperatura no sean bruscos.
- b).- Seleccionar un tanque cuya presión de trabajo sea mayor a la máxima presión de vapor que se pueda presentar.
- c).- Diseño especial del techo.
- d).- Empleo de instalaciones colectoras de vapores.

El empleo de sistemas cerrados, esto es aislados de la atmósfera, evita la formación de mezclas explosivas o corrosivas que resultan de la combinación de los vapores desprendidos y del oxígeno del aire.

Cálculo del colector de vapores a tanque de almacenamiento.

Consideraciones:

- 1.- Consideramos el volumen de gas por manejar = Volumen - de vapores desprendidos + Volumen de gas del rectifica dor del tanque de balance. = 345,000 pies³/hora.
- 2.- El quemador se pondrá a una distancia de 150 m del tan que de almacenamiento.
- 3.- Suponiendo en la línea de vapores:
 - 3 codos de 90°.
 - 2 codos de 45°.
 - 3 tees rectas.
 - 2 valvulas de compuerta totalmente abiertas.
 - 1 paquete de válvulas térmicas.
 - 1 paquete de válvulas arrestaflama.
- 4.- Considerando 5 válvulas arrestaflama, tendremos una ca pacidad de flujo por válvula de 69,000 pies³/hora y una caída de presión de 0.6" de agua. (Ver VI.3).

En el nomograma (V.1) "Resistencia de flujo en válvulas y accesorios", se localiza en la columna de la izquierda el tipo de válvula o accesorio instalado en la línea de vapores, en la escala de la derecha se fija el diámetro interno de la pieza instalada y en la escala localizada al centro del nomograma se lee la -- longitud equivalente de tubería recta en pies.

Fórmula a emplear:

$$Q_g = 3550 \sqrt{\frac{h d^5}{\rho L (1 + (3.6/d) + 0.03 d)}}$$

Donde: Q_g = Volumen de vapores a manejar (pies³/hora).

h = Calibración de las válvulas de presión (ver VI.2) menos la caída de presión a través de las válvulas a---
rrestaflamas = 1.4 - 0.6 = 0.8" agua

ρ = Densidad de los vapores (aire = 1.0) gr/cm³

d = Diámetro interior del colector (pulgadas).

(tubería API Standard 5Lx - 42 CED 40 de 0.250")

L = Longitud total del colector (pies).

Para nuestro caso tendremos:

- Diámetro del colector supuesto = 24"

Longitud de la línea = 150 mts = 492 pies

De el nomograma (V.1):

3 codos de 90° = 65 x 3 = 195 pies

2 codos de 45° = 30 x 2 = 60 pies

3 tees restas = 130 x 3 = 390 pies

2 válvulas de compuerta 100% abiertas = 14 x 2 = 28 pies

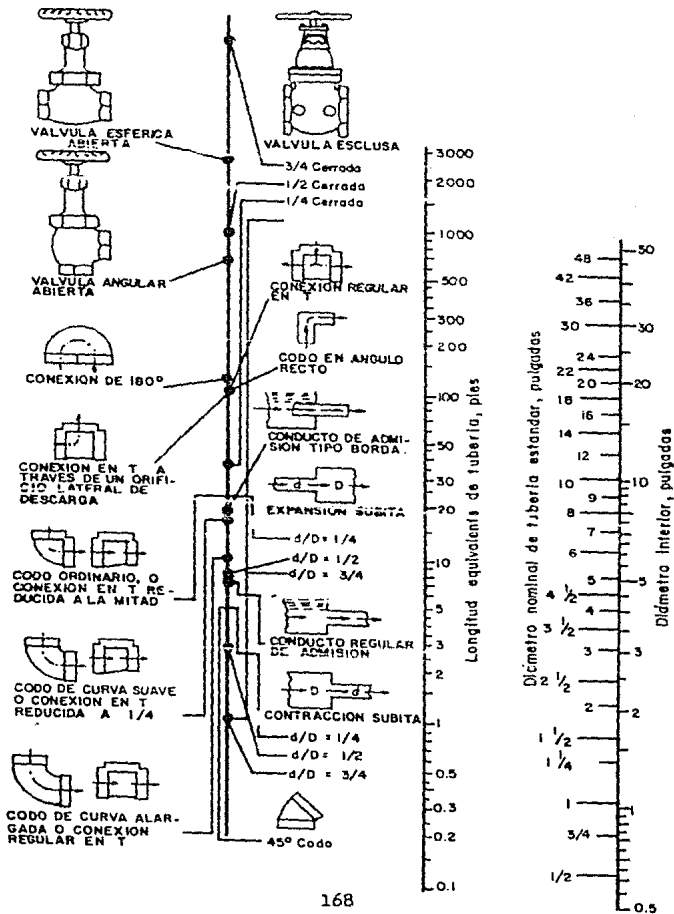
- Longitud total = 1165 pies

- Densidad de los vapores = 1.08 gr/cm³

- h = 0.8 pulgadas de agua.

Sustituyendo valores tenemos:

RESISTENCIA DE VALVULAS Y ACCESORIOS AL FLUJO DE FLUIDOS



$$Qg = 3550 \sqrt{\frac{0.8 (23.5)^5}{1.08 \times 1165 (1 + (3.6/23.5) + 0.03(23.5))}}$$

$$Qg = 3550 \sqrt{\frac{5733624}{2337.9765}}$$

$$Qg = 3550 \sqrt{2452.3873}$$

$$Qg = 175,802 \text{ pies}^3/\text{hora.}$$

Como el volumen manejado es inferior al requerido, supongamos un colector de 30 pulgadas de diámetro.

Donde: Longitud de la línea = 492 pies

De el nomograma (V.1):

3 codos de 90° = 80 x 3 = 240 pies

2 codos de 45° = 45 x 2 = 90 pies

3 tees rectas = 160 x 3 = 480 pies

2 válvulas de compuerta 100% abiertas = 17 x 2 = 34 pies

Longitud total = 1336 pies

Sustituyendo valores tenemos:

$$Qg = 3550 \sqrt{\frac{0.8 (29.5)^5}{1.08 \times 1336 (1 + (3.6/29.5) + 0.03(29.5))}}$$

$$Qg = 278,892 \text{ pies}^3/\text{hora.}$$

Como 278,892 pies³/hora < 345,000 pies³/hora, considera--
mos 10 válvulas apartaflamas en lugar de 5 que habíamos considera--
do, ya que entre mayor número de válvulas apartaflamas existirá --
una menor caída de presión de los vapores a través de éstas.

No. de válvulas = 10

$Q_g = 345,000 \text{ pies}^3/\text{hora}$

$$Q_g/\text{válvula} = \frac{345,000}{10} = 34,500 \text{ pies}^3/\text{hora}$$

Con este volumen de gas manejado por válvula encontraremos
la ΔP en la Fig. (VI.3):

$\Delta P = 0.175''$ de agua, por lo tanto:

$$h = 1.4 - 0.175$$

$$h = 1.225'' \text{ de agua}$$

Sustituyendo en la ecuación los valores anteriormente en--
contrados y modificando únicamente h, tendremos:

$$Q_g = 3550 \sqrt{\frac{1.225 (29.5)^2}{1.08 \times 1336 (1 + (3.6/29.5) + 0.03(29.5))}}$$

$$Q_g = 345,111 \text{ pies}^3/\text{hora.}$$

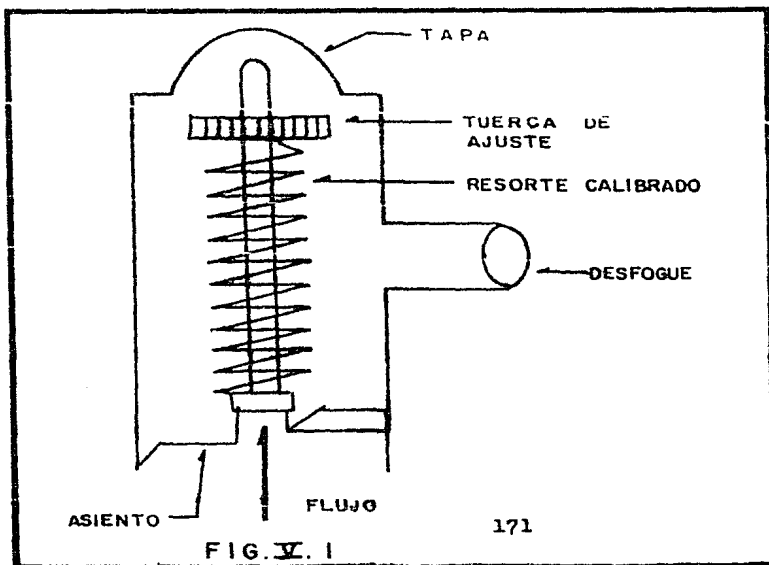
Por lo tanto el diámetro del colector de vapores deberá --
ser de 30 pulgadas con un cabezal de 10 válvulas arrestaflamas de
12 pulgadas de diámetro.

V.5 Válvula de seguridad.

Las válvulas de relevo o seguridad (fig. V.1) son utilizadas para la protección del personal y equipo. Están constituidas para abrir a una presión calibrada específicamente y cerrar por medio de un resorte cuando disminuye la presión por debajo del ajuste.

Diseño de la válvula de seguridad para los separadores.

En el supuesto caso que por algún motivo se llegara a reprimir el sistema, como medida de seguridad para los separadores, se instala una válvula que releve a la atmósfera el excedente de gas para conservar una presión en la vasija siempre inferior a la presión de trabajo de la misma y ligeramente mayor a la presión de separación.



Fórmula práctica obtenida del catálogo de válvulas de seguridad de Crosby - Ashton:

$$A = \frac{q_g}{17.8 P K_t K_{sg}}$$

Donde: q_g = Volumen de gas en pies³/minuto: considerando (60 °F y 14.7 lb/pg²).

A = Area del orificio en pg².

P = Presión de apertura en lb/pg² manométricas.
(presión del separador + 10%)

K_t = Factor de corrección por temperatura.

K_{sg} = Factor de corrección por gravedad específica.

De lo anterior podemos decir que los parámetros que influyen para diseñar el diámetro de la descarga de la válvula son:

- * Presión de separación.
- * Capacidad de gas en el separador.
- * Composición del gas, z.
- * Temperatura del gas.

Ejemplo: Un separador puede manejar 25 MMPCD, de un gas con una densidad de 0.75 y una presión de 100 lb/pg².

$$q_g = 17361 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

$$P = 110 \text{ lb/pg}^2.$$

$$\gamma_g = 0.75$$

Obtenemos K_t para una $T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$, pero como en la tabla V.1 las temperaturas están en $^{\circ}\text{F}$, hacemos:

$$^{\circ}\text{F} = 9/5\text{ }^{\circ}\text{C} + 32$$

$$^{\circ}\text{F} = 9/5 (60) + 32 = 140$$

Y entrando a la tabla (V.1) con el valor de $T = 140\text{ }^{\circ}\text{F}$ encontramos $K_t = 0.9310$

Para obtener el valor de K_{sg} aplicamos la siguiente ecuación:

$$K_{sg} = \sqrt{\frac{1}{\delta_g}}$$

$$K_{sg} = \sqrt{\frac{1}{0.75}}$$

$$K_{sg} = 1.1547$$

Sustituyendo q_g , P , K_t , K_{sg} en la ecuación para obtener el área tenemos:

$$A = \frac{17361}{17.8 (110) (0.9310) (1.1547)}$$

$$A = 8.2478\text{ pg}^2$$

Y sabiendo que $A = \pi d^2/4$, implica que:

$$d = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 (8.2478)}{\pi}}$$

$$d = 3.24 \text{ pg}$$

Si deseamos dos válvulas por separador tendremos:

$$\frac{A}{2} = \frac{8.2478}{2} = 4.1239$$

$$d = \sqrt{\frac{4 (4.1239)}{\pi}}$$

$d = 2.2914 \text{ pg}$. éste diámetro es para cada válvula.

TABLA (V.1)

GRADOS (°F)	Kt	GRADOS (°F)	Kt	GRADOS (°F)	Kt
-400	2.944	0	1.053	250	.8558
-380	2.550	10	1.052	260	.8499
-360	2.280	20	1.041	270	.8440
-340	2.082	30	1.031	280	.8383
-320	1.927	40	1.020	300	.8272
-300	1.803	50	1.010	320	.8155
-280	1.700	60	1.000	340	.8062
-260	1.612	70	.9905	360	.7964
-240	1.537	80	.9813	380	.7868
-220	1.472	90	.9723	400	.7776
-200	1.414	100	.9636	420	.7687
-180	1.363	110	.9552	440	.7601
-160	1.317	120	.9469	460	.7518
-140	1.275	130	.9388	480	.7438
-120	1.237	<u>140</u>	<u>.9310</u>	500	.7360
-100	1.202	150	.9233	550	.7175
- 90	1.186	160	.9158	600	.7004
- 80	1.170	170	.9085	650	.6845
- 70	1.155	180	.9014	700	.6695
- 60	1.140	190	.8944	750	.6556
- 50	1.126	200	.8876	800	.6425
- 40	1.113	210	.8817	850	.6300
- 30	1.100	220	.8746	900	.6184
- 20	1.087	230	.8682	950	.6073
- 10	1.075	240	.8619	1000	.5968

V.6 Controladores de Nivel.

Cada separador en un sistema de separación en etapas, tiene dos puntos de control de proceso; los cuales se muestran esquemáticamente en la Figura V.2:

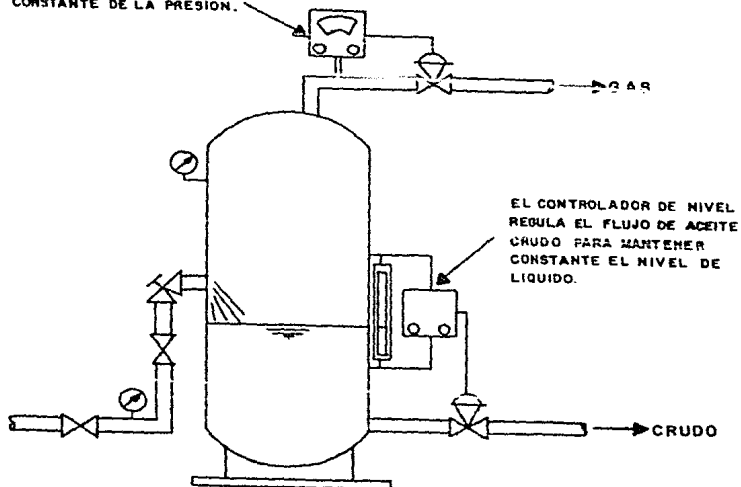
- 1).- Control de nivel de líquido.
- 2).- Control de presión.

Control de nivel de líquido:

Un separador tiene un sistema de control que mantiene su nivel de líquido constante regulando el flujo que sale del recipiente. La función del sistema es abrir la válvula de control de nivel cuando éste sube, de tal forma que una mayor cantidad de líquido puede fluir hacia afuera del recipiente; y cerrar la válvula de control cuando el nivel baja, de esta manera una cantidad menor de líquido sale del separador. Un controlador de nivel es el "cerebro" del sistema de control. Este detecta los cambios de nivel en el flotador, y transmite una señal neumática a la válvula de control para abrir o cerrar según sea necesario, y en esta forma mantener el nivel bajo operación normal.

El controlador de nivel tiene dos dispositivos los cuales son ajustados manualmente por el operador: un punto de referencia, el cual regula la altura del líquido en el recipiente; y una banda proporcional que controla la sensibilidad del sistema de control.

EL CONTROLADOR DE PRESION REGULA
EL FLUJO DE GAS PARA EL MANTENIMIENTO
CONSTANTE DE LA PRESION.



EL CONTROLADOR DE NIVEL
REGULA EL FLUJO DE ACEITE
CRUDO PARA MANTENER
CONSTANTE EL NIVEL DE
LIQUIDO.

FIG. V. 2 DISPOSITIVOS DE CONTROL DEL SEPARADOR.

El punto en el que el operador ajusta cada uno de estos -- dispositivos de control, puede explicarse de una manera más clara si se considera el sistema de control en términos de sus funcio-- nes: abrir la válvula de control cuando el nivel sube, y cerrarla cuando éste baja.

El punto de referencia, es generalmente ajustado para man-- tener el nivel del líquido alrededor del punto medio en el nivel óptico. Sin embargo, si el flujo de gas que sale del separador se incrementa, puede ser recomendable bajar el nivel y proporcionar un mayor volumen en el recipiente de espacio para el vapor.

La banda proporcional regula el movimiento de la válvula -- de control cuando hay un cambio en el nivel del líquido.

Con un ajuste bajo de la banda proporcional, por ejemplo -- un 10%, un cambio pequeño en el nivel trae como consecuencia un -- movimiento amplio de la válvula de control de nivel. Un nivel alto de unas cuantas pulgadas, da como resultado que la válvula de control de nivel se abra completamente; y una pequeña caída de ni-- vel, provoca que la válvula de control de nivel se cierre total-- mente. El efecto neto es que el flujo de líquido a través de la -- válvula de control de nivel es muy alto o bien, muy bajo. Si el -- líquido se descarga a otro separador, entrará al recipiente en ba-- ches; provocando dificultades en el control de nivel.

Un ajuste alto de la banda proporcional, requiere un mayor cambio en el nivel del líquido para abrir o cerrar la válvula de

control de nivel. En una posición de 100%, el nivel debe elevarse a la parte superior del flotador antes de que la válvula de control esté totalmente abierta; y el nivel debe caer al fondo del flotador, antes de que la válvula de control de nivel esté completamente cerrada. Un ajuste bajo de la banda proporcional, da como resultado un nivel aproximadamente constante y un gasto de flujo con variaciones; mientras que un ajuste alto proporciona un nivel con variaciones y un gasto de flujo más o menos constante.

Es generalmente conveniente mantener un gasto de flujo moderadamente constante en todos los separadores excepto en la etapa final. Así, un ajuste alto de la banda proporcional (50 a 75%) resulta usualmente en un ritmo de flujo y un nivel más o menos constantes en el separador.

Si la corriente del pozo que entra al separador de la primera etapa fluye en baches, es necesario ajustar la banda proporcional en un valor aproximado de 25%, para prevenir flujos repentinos e inadecuados de líquido.

Control de presión:

La cantidad de aceite crudo producido a partir de un sistema de separación en etapas, es afectado significativamente por las presiones de operación de los separadores del sistema. En algunos casos, las presiones de los separadores son fijadas por otras consideraciones del proceso, tales como el mantenimiento de la presión a un nivel suficiente para el suministro de gas combus

tible al sistema. Si el gas de los separadores fluye a las compresoras, éstas pueden requerir una presión de succión mínima para - mantener el volumen de gas que fluye hacia ellas.

La presión en un separador, es controlada por un regulador del flujo de gas que sale del recipiente. El sistema generalmente incluye un controlador y una válvula de control. El controlador - detecta la presión dentro del separador, y envía una señal neumática a la válvula de control para que abra o cierre, permitiendo el flujo de gas en la cantidad necesaria para mantener la presión en el punto de referencia del controlador. Este es ajustado por - el operador a la presión que se ha establecido que debe funcionar el separador.

Antes de continuar con el análisis del sistema de control, se revisará el objetivo principal de un sistema de separación en etapas. La corriente de los pozos que entra al sistema, es una -- mezcla de hidrocarburos que pueden ser agrupados en gas, gasoli-- nas y aceite combustible. Independientemente del número de separadores y de las presiones a que operan, la mayoría de los hidrocar-- buros agrupados como gas salen de los separadores por las líneas de descarga del gas; y casi el 100% de los hidrocarburos que inte-- gran el aceite combustible, fluyen hacia afuera por la parte infe-- rior de los separadores para dirigirse al tanque de almacenamien-- to. En esta forma, los hidrocarburos que componen las gasolinas, -- son los que se ven afectados por el número de separadores y sus -- presiones de operación. Siempre se desea que una mínima cantidad de gasolinas, sean conducidas en la corriente de gas.

Selección de válvulas de control de nivel en separadores.

Existen dos tipos de válvulas más comúnmente usadas:

- a).- Válvulas motoras (Kimray) accionadas con pilotos.
- b).- Válvulas con actuador neumático accionadas por un con
trol de nivel (Fisher).

a).- Diseño del diámetro de válvula motora para manejo de la producción en los separadores generales (Kimray).

Para determinar el tamaño de la válvula controladora de ni
vel para separadores generales se pueden seguir dos criterios:

- 1).- Partiendo del volumen a manejar por la batería y divi
diendo entre el número de separadores, se determina -
el volumen a manejar por unidad.
- 2).- Partiendo de la capacidad de manejo de líquidos por -
el separador seleccionado; fijar este volumen como el
necesario para el diseño. (En nuestro caso este será
el criterio aplicado).

Si tenemos que la batería puede manejar 200,000 bl/día, y
tenemos 6 separadores; y si obtuvimos del cálculo de separadores
que un separador puede manejar 28,800 bl/día entonces:

- Volumen manejado por el separador de producción según --
el criterio (1).

$$\frac{200,000}{6} = 33333 \text{ bl/día/separador}$$

- Volumen manejado por el separador de producción según el criterio (2).

Del cálculo de los separadores $Q = 28,800 \text{ bl/día}$

Caída de presión a través de la válvula:

$\Delta P = \text{Presión de separación} - \text{Presión en el colector de ac.}$

$$\Delta P = 7.03 \text{ Kg/cm}^2 - 1.055 \text{ Kg/cm}^2 = 5.975 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P = 85 \text{ lb/pg}^2$$

Con este valor de ΔP y recurriendo a la tabla V.2 para Kim ray motora mod. 212 SMT. Encontramos que una válvula de 4" con una caída de presión de 80 psi maneja 31300 bl/día y con una caída de presión de 100 psi maneja 33500 bl/día.

Interpolando para 85 lb/pg^2 de caída de presión obtenemos 31,850 bl/día. Este valor corregido por la densidad del fluido ma nejado $1/\sqrt{0.89}$ nos da el valor real del volumen de aceite de 0.89 de densidad que maneja la válvula.

Nota: Esta corrección se hace debido a que el volumen indicado en la tabla está referido a bl/día de agua.

$$Q_0 = 31,850 \frac{1}{0.89} = 33,761 \text{ bl/día.}$$

TABLA V.2

VALVULA KIMRAY MODELO 212 SMT CAPACIDAD
BLS. DE AGUA/DIA

CAIDA DE PRESION lb/pg ²	TAMAÑO DE LA VALVULA (PG.)				
	3/4 y 1	2	3	<u>4</u>	6
1	105	745	1,760	3,350	7,800
2	150	1,060	2,500	4,900	11,000
3	180	1,300	3,050	6,100	13,500
4	210	1,500	3,500	7,000	15,600
5	235	1,700	3,900	7,800	17,500
10	330	2,300	5,600	11,000	24,700
15	405	2,900	6,800	13,500	30,200
20	465	3,300	7,900	15,600	34,900
30	575	4,100	9,600	19,200	42,700
40	660	4,700	11,100	22,100	49,300
50	740	5,300	12,400	24,800	55,200
60	810	5,800	13,600	27,100	60,500
70	875	6,200	14,700	29,300	65,400
<u>80</u>	935	6,700	15,700	<u>31,300</u>	69,800
<u>100</u>	1,045	7,500	17,600	<u>33,500</u>	78,200
125	1,170	8,400	19,700	39,200	87,500

b).- diseño de la válvula con actuador neumático, accionada por - control de nivel.

Para determinar el tipo de válvula necesaria para manejar la producción de aceite de un separador, se parte de la determinación del coeficiente de flujo para líquidos (C_v) cuya ecuación es:

$$C_v = Q_0 \sqrt{\frac{\rho_0}{P}}$$

Donde: C_v : Coeficiente de flujo (líquidos).

Q_0 : Gasto de aceite en galones/minuto.

ρ_0 : Densidad específica del aceite.

ΔP : $P_1 - P_2$ diferencial de presión a través de la válvula en lb/pg^2 absolutas.

Datos: $Q_0 = 33333$ bl/día se considera el doble de producción.

$Q_0 = 972.2$ gal/min

$\rho_0 = 0.89$

$\Delta P = 85$ lb/pg^2

$$C_v = 972.2 \sqrt{\frac{0.89}{85}} = 99.48$$

Recurriendo a la tabla V.3 del catalogo Fisher encontramos que la válvula adecuada es una tipo "ED", de diámetro de 4 pg. orificio de 4 3/8 pg. y 2 pg. de carrera; al 60% tiene un coeficiente $C_v = 79.7$ y

al 70% tiene un coeficiente $C_v = 125$

Lo cual; para el valor obtenido anteriormente de $C_v = 99$ --
48 la válvula operará entre el 60% y 70% de apertura.

FISHER DISEÑO "ED" Y "ET"
 IGUAL PORCENTAJE
 COEFICIENTE DE LIQUIDOS, Cv

DIAMETRO	ORIFICIO	CARRERA	PORCENTAJE DE APERTURA DE LA VALVULA									
			10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
1	1-5/16	3/4	.783	1.54	2.20	2.89	4.21	5.76	7.83	10.9	14.1	17.2
1-1/2	1-7/8	3/4	1.52	2.63	3.87	5.41	7.45	11.2	17.4	24.5	30.8	35.8
2	2-5/16	1-1/8	1.66	2.93	4.66	6.98	10.8	16.5	25.4	37.3	50.7	59.7
2-1/2	2-7/8	1-1/2	3.43	7.13	10.8	15.1	22.4	33.7	49.2	71.1	89.5	99.4
3	3-7/16	1-1/2	4.32	7.53	10.9	17.1	27.2	43.5	66.0	97.0	120	136
4	4-3/8	2	5.85	11.6	18.3	30.2	49.7	79.7	125	171	205	224
6	7	2	12.9	25.8	43.3	67.4	104	162	239	316	368	394
8	8	2	18.5	38.0	58.4	86.7	130	189	268	371	476	567

C A P I T U L O VI

TANQUES DE ALMACENAMIENTO

INTRODUCCION.

El almacenamiento continúa siendo una actividad indispensable en el transporte y manejo de hidrocarburos. La selección del tipo y tamaño del tanque está regida por la relación de producción - consumo, las condiciones ambientales, la localización del tanque y el tipo de fluido a almacenar.

El almacenamiento se puede realizar en tres tipos de instalaciones: superficiales, subterráneas y en buques tanque.

La capacidad de dichas instalaciones varía desde unos cuantos metros cúbicos hasta miles de ellos.

Existe una gran variedad de tanques y su clasificación es igualmente amplia, los hay para el almacenamiento de productos -- líquidos y gaseosos. Los materiales que se han empleado para su construcción, han sido: Madera, concreto, aluminio, plástico y acero inoxidable; siendo este último el de mayor demanda por su resistencia y durabilidad. Las formas también han sido variadas, -- aunque predomina la forma cilíndrica para el almacenamiento de -- grandes volúmenes.

Los tanques pueden fabricarse y transportarse a su lugar - de colocación o bien armarse en el lugar mismo donde permanecerán. Una forma típica que se ha empleado para la clasificación de tanques es por las características de su techo, en base a esto los - hay de techo fijo y de techo flotante. Estos últimos han tenido - gran aceptación debido a la ventaja adicional de controlar automá- ticamente el espacio disponible a los vapores.

El sistema de sellado de los tanques es de suma importan- cia pues evita la emisión de vapores a la atmósfera, lo cual pre- senta varias desventajas y riesgos tanto económicos como ambien-ta les.

Es de vital importancia durante el diseño de un tanque, -- las condiciones a las que este va a operar, esto incluye básica- mente: presión y temperatura de trabajo. La presión de trabajo es ta en función de la presión de vapor del fluido que se almacenará además de otros factores.

Cuando se trata de almacenamiento en buques tanque, las -- precauciones durante el vaciado y llenado de dichos tanques deben extremarse ya que cualquier derrame ocasionará además de lo ya -- mencionado, una gran contaminación. En general toda maniobra cual quiera que sea, debe realizarse con sumo cuidado cuando se trate de buques tanque pues el control de derrames o cualquier mal mane-jo ocasiona grandes pérdidas económicas y fuertes riesgos de in-cen dicio.

Para el almacenamiento del gas natural se emplean:

- 1) Tanques superficiales de doble pared
- 2) Tanques superficiales de hormigón reforzado
- 3) Tanques subterráneos a baja temperatura
- 4) Tanques subterráneos de hormigón prensado

El más empleado es el primero ya que su diseño permite que la presión de vapor se equilibre así misma.

Los tanques cuentan con accesorios diversos cada uno de los cuales cumple una función específica. Algunos de estos accesorios son los siguientes: líneas de llenado y vaciado, válvulas de presión y vacío, válvulas de relevo, válvulas de venteo, indicadores de nivel, registro de hombre (Manhole), escaleras, flotadores y soportes.

La seguridad de cualquier instalación es sumamente importante, este factor toma especial importancia cuando se manejan productos flamables, dentro de los que caen los hidrocarburos. Las instalaciones de almacenamiento cuentan con medios para evitar derrames y escapes de vapores. Los dispositivos de control de vapores van colocados en el techo del tanque y su descarga es conducida en una tubería la cual puede ventearlos a la atmósfera o bien conducirlos a una unidad recuperadora de vapores. Existen sistemas para detección de incendios y temperatura, algunos sistemas además, controlan el siniestro con el empleo de prod. químicos.

La colocación de los dispositivos de control debe ser tal que su revisión y funcionamiento sea rápido y sencillo.

Los tanques están provistos de sistemas de control de derrames, esto es un muro a su alrededor o bien un canal que conduce el derrame a un sitio alejado y seguro, el cual debe tener una capacidad igual a la del tanque más un porcentaje por seguridad.

Por último un programa adecuado de revisión y mantenimiento de la instalación evitará las acciones de emergencia y las pérdidas materiales y en ocasiones humanas.

LIQUIDOS.

Los tanques de almacenamiento de hidrocarburos líquidos son los dispositivos que permiten guardar la producción hasta que exista un mercado para su venta o bien hasta que se tenga sitio para su refinación. Mientras el almacenamiento se lleva a cabo, el control del producto almacenado es de suma y vital importancia.

La construcción de tanques de almacenamiento debe estar estrictamente apegada a las normas establecidas por el A.P.I. El material del cual están constituidos, debe poseer características como: resistencia a la corrosión, al intemperismo, a la tensión, presión, etc. En la industria petrolera se han empleado tanques de diversos materiales, tales como: madera, plástico, concreto, aluminio y acero inoxidable. Se han construido de diversas capacidades y su construcción está en función del volumen que van a almacenar, entre otros aspectos. Los tanques de mayor uso son los de acero inoxidable, la coraza de estos tanques se construye con lámina de acero, que puede ser atornillada, remachada o soldada. La construcción del techo es similar al de la coraza. Las láminas pueden unirse en tres formas: 1) a plomo, 2) con soldadura y tornillos, 3) -- con traslape telescopiado. La soldadura puede ser de dos tipos: -- vertical para resistir la presión hidrostática del tanque y horizontal para resistir la compresión originada por el mismo peso del tanque. Básicamente existen tres tipos de techo: 1) con cubierta de agua, 2) flexible o de diafragma y 3) flotante. El empleo del primero persigue absorber el calor que por el ambiente el tanque adquiere y así mantenerlo a una temperatura menor que la ambiental,

eliminando en cierta forma, las evaporaciones. El uso del segundo tipo de techo es debido a que éste se contrae y expande, cuando los vapores se condensan o generan respectivamente. Dentro del tercer tipo existen variaciones como:

- a) Tipo sartén
- b) Tipo doble capa circular
- c) Con cubierta de pontones
- d) Con pontones distribuidos

Durante el diseño de un tanque y todos sus accesorios, se deben considerar condiciones extremas de presión y vacío. Las paredes de los tanques deben ser perfectamente herméticas de manera que se impida la formación de bolsas y la acumulación de líquido en su interior. Debe destinarse un volumen para líquido y otro para vapores, este último no debe exceder el 20% del volumen total del tanque. Cuando se trata de tanques nuevos y en aquellos en que se han reparado el fondo y la coraza es recomendable que el tanque sea sometido a una inspección. Debe considerarse un nivel de líquido máximo de llenado y un mínimo de vaciado. Los aditamentos que se encuentran en el techo y pared del tanque, se diseñarán a una presión no menor de aquella a la que se diseñan las válvulas de alivio; esto es para presión y para vacío. Debe existir una tolerancia en cuanto a la presión existente en el espacio destinado a vapores y la presión de alivio a las válvulas, de manera que puedan contenerse dentro del tanque, los vapores que por temperatura o agitación se desprenden del aceite. La presión máxima permisible para el espacio de vapores no debe exceder a 15 lb/

pg^2 man. Todos los elementos que se encuentran bajo el nivel de líquido se diseñarán para operar a condiciones más severas que el resto del equipo, ya que éstos están sujetos a la carga hidrostática del fluido y a las variaciones de presión por el efecto de llenado y vaciado.

La construcción y capacidad del tanque depende de la cantidad y tipo de fluido que se pretenda almacenar, de su volatilidad y su presión de vapor.

Existen dentro del almacenamiento de hidrocarburos líquidos, dos grandes clasificaciones de tanques superficiales.

- a) Tanques de almacenamiento atmosféricos.
- b) Tanques de almacenamiento a baja presión.

DISEÑO.

En el diseño de los tanques de almacenamiento para líquidos debe tomarse en cuenta los siguientes factores:

- 1) Presión interna tanto de llenado como de vaciado.
- 2) El peso del tanque y su contenido, de vacío a lleno, -- con y sin la presión máxima.
- 3) El sistema de soporte considerando las características y propiedades del material.
- 4) Cargas adicionales; plataformas, escaleras, conexiones de tubería y en ocasiones la carga por depositación de nieve en el techo.
- 5) Cargas de empuje ocasionadas por el viento.
- 6) Cargas ocasionadas por terremotos.
- 7) Aislamiento y forros.
- 8) Esfuerzos a la tensión y a la compresión.
- 9) Esfuerzos de corte.

Esfuerzos Máximos de Compresión.

Estos esfuerzos son producto de las cargas ya mencionadas y se presentan en las paredes interiores y exteriores del tanque.

a) Si en una pared cilíndrica, está actuando una fuerza -- longitudinal compresiva, sin que actúen fuerzas tensivas ni compresivas en dirección opuesta; el valor del esfuerzo a la compresión (S_{cc}), no debe exceder el valor de S_{cs} de acuerdo a las re--

laciones siguientes.

$$\text{Para } \frac{r_e - r_i}{d} < 0.00667 ; S_{cs} = 1\ 800\ 000 \frac{r_e - r_i}{d}$$

$$\text{Para } \frac{r_e - r_i}{d} \text{ entre } 0.00667 \text{ y } 0.0175 ; S_{cs} = 10150 + 277400 \frac{r_e - r_i}{d}$$

$$\text{Para } \frac{r_e - r_i}{d} \text{ mayores a } 0.175 ; S_{cs} = 15000$$

b) Si los esfuerzos principales son de igual magnitud: el valor de S_{cc} no debe exceder a S_{ca} , de acuerdo a las siguientes relaciones.

$$\text{Para } \frac{r_e - r_i}{d} < 0.00667 ; S_{ca} = 1\ 000\ 000 \frac{r_e - r_i}{d}$$

$$\text{Para } \frac{r_e - r_i}{d} \text{ entre } .00667 \text{ y } .0175; S_{ca} = 5650 + 154200 \frac{r_e - r_i}{d}$$

$$\text{Para } \frac{r_e - r_i}{d} \text{ mayor a } 0.0175 ; S_{ca} = 8340$$

Donde: d, diámetro del tanque

r_e , radio exterior

r_i , radio interior

Scs, valor del esfuerzo a la compresión y es función del -
grado de acero del material a utilizar (lb/pg²)

Scs, máximo esfuerzo permisible a la compresión longitudi-
nal (lb/pg²)

Sca, máximo esfuerzo permisible a la compresión (lb/pg²)

c) Si los esfuerzos principales son compresibles pero no -
iguales, tanto el valor mínimo y máximo deben cubrir los siguien-
tes requerimientos:

$$\frac{\text{mayor esfuerzo} + 0.8 (\text{menor esfuerzo})}{\text{Scs}} \leq 1.0$$

$$\frac{1.8 (\text{menor esfuerzo})}{\text{Scs}} \leq 1.0$$

Esfuerzos máximos al corte.

El valor de máximo esfuerzo al corte en las paredes del --
tanque, toberas, etc., no debe exceder al 80% del máximo esfuerzo
aplicable permisible, Sts. (Ver Tabla VI.1)

Esfuerzos máximos al viento y terremotos.

El valor máximo del esfuerzo de los empujes por viento y -
terremotos no debe exceder al 133% del esfuerzo permisible para -
el diseño de cargas ni al 80% del esfuerzo mínimo del punto de ce
dencia.

Cálculo del espesor de placa para un tanque cilíndrico.

$$s = \frac{r h \rho g}{\nabla k} \dots\dots\dots \text{VI.1}$$

Donde: r, radio (m)

h, altura máxima del líquido en el tanque (m)

ρ , densidad del líquido (Kg/m^3)

∇ , tensión máxima permisible (MN/m^2)

g, 9.81 m/s^2

s, espesor de la placa (m)

k, factor de construcción (0.72 - 0.77)

Ejemplo.- Cálculo del espesor de placa para las siguientes condiciones:

Altura máxima del líquido = 4 m

Diámetro del tanque = 6 m

Densidad del líquido = 1000 Kg/m^3

Tensión máxima permisible = 140 MN/m^2

$$s = \frac{3 (4) (1000) (9.81)}{140 \times 10^6} = 8.4085 \times 10^{-4} \text{ m} = 0.84 \text{ mm}$$

En tanques de gran capacidad el espesor de las placas no es homogéneo a lo largo de éste, generalmente se tiene un mayor espesor en la parte inferior y un menor espesor en la parte superior.

TABLA VI.1 MAXIMOS ESFUERZOS PERMISIBLES A LA TENSION

ESPECIFICACIONES	GRADO	MINIMO ESPECIFICADO		MAXIMO ESFUERZO A LA TENSION (lb/pg ²) Sts
		RESISTENCIA A LA TENSION (lb/pg ²)	PUNTO CEDENTE (lb/pg ²)	
<u>PLACA DE ACERO</u>				
ASTM A 131	A	58,000	32,000	15,200
ASTM A 131	B y C	58,000	32,000	16,000
ASTM A 131	CS	58,000	32,000	16,000
ASTM A 283	C	55,000	30,000	15,200
ASTM A 283	D	60,000	33,000	15,200
ASTM A 285	C	55,000	30,000	16,500
ASTM A 442	55	55,000	30,000	16,500
ASTM A 442	60	60,000	32,000	18,000
ASTM A 516	55	55,000	30,000	16,500
ASTM A 516	60	60,000	32,000	18,000
ASTM A 516	65	65,000	35,000	19,500
ASTM A 516	70	70,000	38,000	21,000
ASTM A 516	TIPO 3	80,000	60,000	24,000
ASTM A 537	CLASE 1	70,000	50,000	21,000
ASTM A 537	CLASE 2	80,000	60,000	24,000
ASTM A 573	65	65,000	35,000	18,000
ASTM A 573	70	70,000	38,000	19,300
ASTM A 662	B	65,000	40,000	19,500
CSA G 40.8	A y B	65,000	40,000	18,000
ISO R630 Fe 42	C y D	60,000	34,000	16,500
ISO R630 Fe 44	C y D	62,500	35,500	17,300
ISO R630 Fe 52	C y D	71,000	48,500	19,600

TUBERIA

TUBERIA SIN COSTURA

API std. 5L	B	60,000	35,000	18,000
ASTM A 53	B	60,000	35,000	18,000
ASTM A 106	B	60,000	35,000	18,000
ASTM A 106	C	70,000	40,000	21,000

ASTM A 333	0	55,000	30,000	16,500
ASTM A 333	3	65,000	35,000	19,500

TUBERIA CON SOLDADURA DE COSTURA

ASTM A 134	A 283 GRADO C	55,000	30,000	12,100
ASTM A 134	A 285 GRADO C	55,000	30,000	13,200
ASTM A 139	B	60,000	35,000	14,400

ACERO FORJADO

ASTM A 105	I	60,000	30,000	18,000
ASTM A 181	I	60,000	30,000	18,000

Cálculo del volumen de metal.

El volumen de metal para construir un tanque de diámetro interior d_i y altura h se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$V_{me} = \pi S_1 h \sqrt{\frac{4V_t}{h} + \frac{V_t (S_2 + S_3)}{h}} \dots\dots\dots VI.2$$

y $V_t = \frac{\pi d_i h}{4} \dots\dots\dots VI.3$

donde: h , altura del tanque (m)

S_1 , espesor de la parte inferior (m)

S_2 , espesor de la parte media (m)

S_3 , espesor de la parte superior (m)

d_i , diámetro interno (m)

V_t , volumen interno (m³)

V_{me} , volumen de metal (m³)

Fabricación y accesorios.

La mayoría de los tanques de almacenamiento cuentan con accesorios y equipo adicional con funciones específicas ya sean de control, de medición, de llenado o vaciado, de sello, etc. Este - equipo adicional esta constituido por: indicadores de nivel, mecanismos de relevo de presión, mecanismos de venteo, mecanismos de gasificación, escaleras, tuberías, plataformas, poleas interiores, barandales, boquillas, registro de hombre y en ocasiones conexiones eléctricas.

Las conexiones de tubería deben realizarse de manera que - puedan modificarse o repararse causando el mínimo movimiento de - otras conexiones. Los movimientos de tubería ocasionados por la - expansión de la coraza del tanque debido a los efectos de esfuerzos y temperatura serán considerados.

La cimentación debe soportar el peso del tanque y su contenido, de ser necesario construir una base especial (generalmente de cemento y arcilla) para proveer un soporte uniforme a todo el tanque.

El corte de las placas, esquinas y cabezas debe realizarse por medios mecánicos. Las imperfecciones de los cortes deben pu- lirse. Los dobleces o curvaturas a las que sean sometidas las placas para la construcción del techo, coraza y fondo, no deben afec- tar las propiedades del material.

Inspección y mantenimiento.

Razones de inspección y causas de deterioro.

Un tanque se inspecciona para:

- a) Determinar su estado físico.
- b) Determinar el ritmo de corrosión.
- c) Determinar las causas de su deterioro.

Con un conocimiento apropiado de los parámetros arriba mencionados se reduce la posibilidad de un incendio, derrames y además, se planean las reparaciones.

Corrosión.

La corrosión es la principal causa de deterioro de un tanque de acero. Esta se presenta tanto en las partes externas como internas del tanque.

1) CORROSION EXTERNA. La magnitud de la corrosión en las partes externas del tanque varía de despreciables hasta severa dependiendo de las condiciones atmosféricas del lugar. La corrosión puede acentuarse si las partes no están protegidas con pintura. - Son puntos de corrosión concentrada cualquier lugar o depresión donde el agua pueda permanecer por algún tiempo.

La corrosión en la parte inferior del tanque se debe a los

componentes del suelo. En ocasiones el material empleado en la -- construcción de la base donde el tanque es colocado, posee com--- puestos corrosivos que se incrementan, bajo la presencia de agua. Es por esto recomendable que la base del tanque sea construida -- con material poroso y de buen drene de manera que no favorezca la acumulación de líquido.

2) CORROSION INTERNA. Esta en función del material emplea- do en la construcción del tanque y de las características del flu- ido almacenado. Los revestimientos o forros del tanque deben ser más poderosos que la corrosividad del fluido almacenado. La corro- sión en el espacio destinado a los vapores es provocada por: oxí- geno, ácido sulfhídrico, vapor de agua y combinaciones entre es- tos. En el área cubierta por líquidos la corrosión es originada - por sales ácidas, ácido sulfhídrico y otros componentes sulfúri-- cos.

Identificación de fugas y deterioro mecánico.

La identificación de fugas ayuda a evitar pérdidas económi cas, ya sea por pérdidas de fluido almacenado o bien por gastos - de reparación. Pueden presentarse fallas instantáneas que derrum- ban el tanque. La inspección y mantenimiento adecuados reducen la posibilidad de estas fallas. Las fugas se presentan en diversas - partes del tanque principalmente en soldaduras y otras partes de unión. Las causas más comunmente asociadas a la fuga son:

a) Soldadura deficiente.

- b) No relevación de esfuerzos.
- c) Reparación inadecuada de aberturas.
- d) Tensión causada por temblores.
- e) Vibraciones.
- f) Mal diseño.

Inspección.

Los intervalos de inspección están condicionados por los siguientes factores:

- a) Naturaleza de los materiales empleados.
- b) Resultado de las inspecciones visuales.
- c) Capacidad del equipo.
- d) Corrosión permanente y ritmo de corrosión.
- e) Condiciones en inspecciones previas.
- f) Localización de los tanques.

Los intervalos de inspección son en períodos que varían de $\frac{1}{2}$ a 3 años. La parte externa de los tanques puede inspeccionarse con mayor frecuencia que la interna. De identificarse cualquier falla ésta se reporta, corrige y se investiga la causa de la misma.

Inspección exterior.

Se inspeccionan las escaleras mediante observación y golpeo o raspado. De los soportes se revisa su base, las plataformas

y andamios, se inspeccionan de igual manera a las escaleras. Se revisan los puntos de acumulación de agua. Todas las fallas que se identifiquen deben anotarse. Se revisan los cimientos en forma visual, especialmente alrededor del tanque, deberá tenerse cuidado e identificar el hundimiento o rotura más mínima. Los cimientos deberán estar cubiertos de material impermeabilizante de manera de que no haya filtración. Se revisa el estado de los virlos.

El estado de todas las conexiones de tubería se revisan visualmente, por golpeteo y raspado. Esta revisión es aún más importante después de temblores o huracanes.

Para la inspección también se emplean técnicas como las -- llamadas de: colorantes y partículas magnéticas, métodos resistivos de manera que la resistividad del tanque no excede de 25 ohms.

Las paredes del tanque se inspeccionan minuciosamente identificando en ellas la presencia de corrosión, fugas o golpes. La inspección puede realizarse empleando métodos ultrasónicos (del tipo radiación).

El método de partículas magnéticas se emplea cuando la inspección se realiza con el tanque en servicio.

Los techos de los tanques se inspeccionan por medio de --- martillo, la posición del techo debe ser la más alta posible e -- inspeccionarse lo más rápido posible. También se examinan los sellos y los mecanismos que los hacen actuar. Además se inspeccionan

los mecanismos de elevación del techo, cuidando que exista perfecto deslizamiento entre ellos. Los arres de flamas se desarmen y se revisan de acuerdo al plan de inspección, revisando su capacidad de venteo y observando si hay alguna obstrucción, en caso afirmativo investigar la causa.

Inspección interior.

Antes de inspeccionar el fondo del tanque es necesario lavarlo y retirar todas las impurezas y depósitos que sobre él se encuentren. Como la inspección requiere que el tanque este fuera de servicio es necesario que esta se planee en forma adecuada, para que se lleve el menor tiempo posible.

Son de gran ayuda las fotografías que del interior se tomen. La inspección se inicia por una observación general, empezando por los soportes y mecanismos de sustento, continuando con la pared y después el fondo. Generalmente el área más afectada es la zona gas-líquido. Cuando los materiales almacenados contienen sales ácidas estas se depositan en el fondo y si hay presencia de agua se forma un ácido débil pero corrosivo.

La inspección del fondo se realiza visualmente, raspando y golpeando. Para determinar el espesor se emplea el método ultrasónico. Es necesario hacer orificios y medir el espesor, el número y disposición de estos depende del tamaño del tanque.

Uno de los principales parámetros que se miden es el ángulo

entre el suelo y la pared, esta medición se realiza con nivel y - a lo largo del perímetro del tanque.

Para la detección de fugas en la pared del tanque se emplea a una prueba de pintura, donde se supone hay una fuga se coloca una placa que tiene un suministro de pintura, por el lado exterior se coloca otra placa la cual va colocada a una bomba de vacío, esta última se acciona por un tiempo y a una presión determinada, - de manera que si en la placa exterior se presenta alguna coloración implica que si hay fuga.

Una variante de esta prueba es mediante soluciones jabonosas, de manera que se represiona el lugar donde se supone esta la fuga y, si en el exterior del tanque se presentan burbujas la fuga existe.

Otro método para la identificación de fugas en el fondo -- del tanque consiste en cubrir el fondo del tanque con soluciones jabonosas y rodear la base exterior del tanque cubriéndola con alguna solución sello. después se suministra mediante una compresora, una presión al tanque, la cual no deberá exceder de 3 pg. de agua, y se revisa si se presentan burbujas en el exterior.

El aspecto de los forros no debe presentar raspaduras, orificios, bolsas, etc. Para su inspección basta un pequeño raspado o bien el empleo de métodos electrónicos, solo que en estos últimos el voltaje que se emplee no debe dañar el forro.

Pruebas de tanques.

Cuando algún tanque ha sufrido alguna reparación o reemplazo grande, como cambio de forro, de algunas láminas, soportes, -- etc., éste se prueba como si se tratara de un tanque nuevo.

La prueba consiste básicamente en llenar el tanque con líquido, generalmente agua, represionar con aire y ver si se presenta alguna fuga. El tanque se baña con una solución jabonosa para facilitar la identificación de la fuga.

VI.1 Medición.

Otro aspecto importante dentro de este capítulo, es la medición.

Para llevar a cabo una buena medición, se necesitan conocer determinadas características, mismas que se exponen a continuación: campo, batería, número económico, número de inventario, capacidad nominal (b₁), capacidad útil (b₁), capacidad bombeable (b₁), altura de borde (m), altura de succión (m), altura de medición (m), fondaje (m³), perímetro (m), diámetro interior (m), unig_n, constante (m³/cm), observaciones.

La Fig. VI.1 muestra un tanque de almacenamiento indicando las medidas que se necesitan conocer para llevar un buen control de la producción.

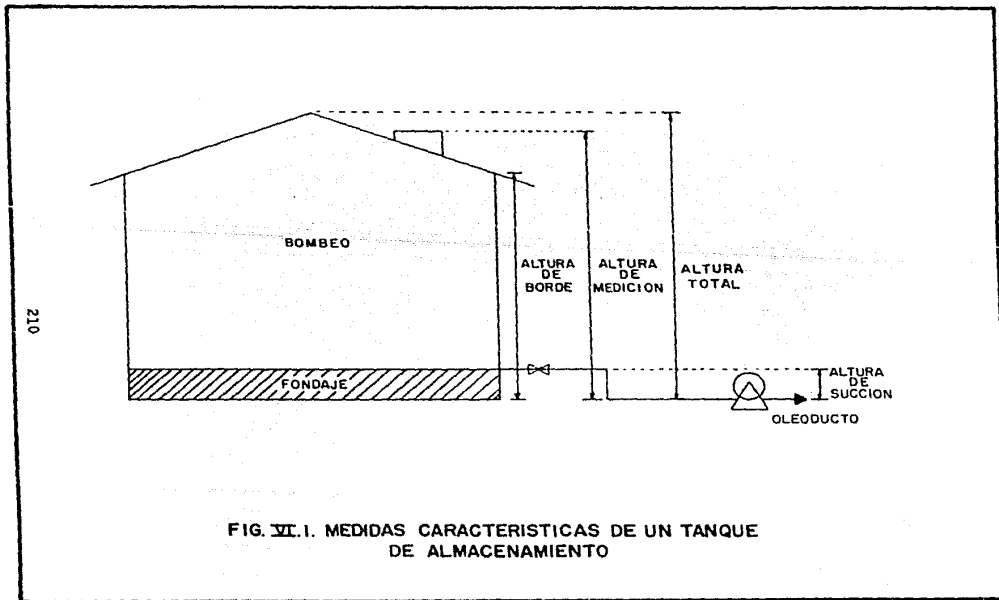
Dentro de la capacidad nominal, se incluye todo el volumen del tanque. En la capacidad útil, se toma en cuenta hasta el nivel donde se pueda recibir. La capacidad bombeable es aquella que existe entre los niveles de la capacidad útil y el fondaje.

El factor de tanque o constante de tanque se determina de la siguiente manera.

$$\text{VOLUMEN} = \frac{\pi d_i^2}{4} \times h \quad \dots\dots\dots \text{VI.4}$$

donde: h, 1 m = 100 cm

d_i, diámetro interior del tanque (m)



$$\text{FACTOR} = \frac{\pi d_i^2}{4} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}$$

$$\text{FACTOR} = 7.854 \times 10^{-3} (d_i)^2 ; (\text{m}^3/\text{cm})$$

El objetivo de medir es determinar la producción que nos - esta proporcionando el pozo o los pozos, también podemos conocer la existencia de hoy, la existencia de ayer y el bombeo.

$$\text{Bombeo} = \text{Existencia de ayer} + \text{Prod. hoy} - \text{Existencia de hoy}$$

Para efectuar la medición al vacío se utiliza una cinta metálica con maneral y plomada, la persona que va a realizar la medición debe conocer aproximadamente el nivel de aceite dentro del tanque, así que por cuestiones de higiene deberá introducir la -- cinta a manera de que no se manche gran cantidad de cinta de acei te, en seguida deberá anotar la cantidad de cinta que introdujo y al sacarla deberá anotar la cantidad de cinta que se manchó. En-- tonces; para conocer el nivel de aceite dentro del tanque, se le - resta a la altura de medición del tanque la cantidad de cinta que se introdujo y se le suma la cantidad de cinta manchada de aceite.

Para obtener el volumen de aceite en el tanque, solo se -- multiplica la altura de líquido encontrada en el tanque (cm), por la constante encontrada anteriormente (m^3/cm) y obtenemos el volu men de aceite en m^3 .

VI.2 Selección del número de válvulas de presión y vacío en un tanque de almacenamiento.

Consideraciones:

- 1.- En el nomograma VI.1 determinar el volumen de vapores desprendidos con los datos de capacidad del tanque de almacenamiento, cambio de temperatura por hora, presión de vapor real y ritmo de llenado, considerando el tiempo de retención del aceite en el separador (volumen producido x 2).
- 2.- Ritmo de llenado $2 \times 100,000 \text{ bl/día} = 200,000 \text{ bl/día}$
 $= 8333 \text{ bl/hora}$
- 3.- Cambio de temperatura por hora $= 35 \text{ }^\circ\text{F}$
- 4.- Presión de vapor real $= 5 \text{ lb/pg}^2$
- 5.- Capacidad del tanque de almacenamiento $= 55,000 \text{ bls.}$
- 6.- De la tabla VI.2 la presión máxima de calibración para tanques de 55,000 bls es igual al peso muerto de la cúpula (lámina de $3/16''$ y es de 1.47 pg. de agua.
- 7.- Para determinar el número de válvulas de presión y vacío, consideramos además del volumen de vapores, un volumen adicional de gas suponiendo el paso directo del rectificador del tanque de balance; para este caso el volumen de gas manejado es el 3% del gas producido ---
 $(0.03 \times 168 \text{ MMPCD}) = 5.04 \text{ MMPCD} = 210,000 \text{ pies}^3/\text{hora.}$

Desarrollo:

Volumen de vapores desprendidos.

Encontramos en las columnas correspondientes del nomograma VI.1, la capacidad del tanque y el cambio de temperatura por hora, se traza una línea recta uniendo los dos puntos anteriores hasta intersectar el punto "A".

Conociendo el ritmo de llenado del tanque (8333 bl/hora) y la presión de vapor reid (5 lb/pg^2) se localizan en las columnas correspondientes y al igual que las anteriores se traza una recta uniendo ambos puntos hasta cortar el pivote "B", finalmente se unen los puntos de ambos pivotes y se lee el volumen de vapores en la columna del centro.

Para nuestro caso, el volumen de vapores desprendidos será de 135,000 pies³/hora.

$Q_g = \text{Vol. de vapores desp.} + \text{Vol. de gas del rect. de T.B.}$

$Q_g = 135,000 + 210,000$

$Q_g = 345,000 \text{ pies}^3/\text{hora}$

De la figura VI. 2-12", "curva de capacidad de flujo", se determinó la capacidad de las válvulas de 12" de diámetro considerando una calibración de 1.4" de agua.

Se traza una línea recta horizontal, a la presión máxima de calibración en pulgadas de agua, dicha presión se determina de acuerdo con las características del tanque de almacenamiento (Tabla VI.2).

Localizar la presión de calibración en el eje de las "Y",-- trace una línea curva paralela a las existentes y prolongue el -- punto de intersección con la presión máxima de calibración hacia el eje de las "X", dicho valor será el volumen de gas manejado -- por las válvulas a la presión de calibración.

Para nuestro caso:

Presión de calibración = 1.4" de agua.

Presión máxima de calibración = 1.47" de agua.

Por lo tanto la capacidad de flujo = 80,000 pies³/hora.

$$\text{No. de válvulas} = \frac{Q_g}{\text{Cap. de flujo}}$$

$$\text{No. de válvulas} = \frac{345,000}{80,000} = 4.3 \text{ válvulas}$$

Se deberá instalar 5 válvulas de 12" de diámetro calibradas a 1.4" de agua.

Cálculo del peso de los platos de las válvulas de presión y vacío (lado presión).

Deducción de la fórmula:

$$P = F/A$$

$$F = P \times A$$

$$A = (\pi D^2)/4$$

Sustituyendo:

$$F = P (\pi D^2/4)$$

$$F = 0.7854 D^2 \times P$$

Considerando que la presión de calibración de los platos -
es en pulgadas de agua, tendremos:

$$\begin{aligned} 1 \text{ Kg/cm}^2 &= 10 \text{ m. de columna de agua} = 1000 \text{ cm.} \\ &= 393.7008 \text{ Pg. de columna de agua.} \end{aligned}$$

$$1 \text{ Pg}^2 = 6.4516 \text{ cm.}$$

Sustituyendo estos valores en la fórmula tendremos:

$$\begin{aligned} F &= P \times 0.7854 D^2 \\ &= P \times D^2 \left[\frac{6.4516 (0.7854)}{393.7008} \right] \end{aligned}$$

$$F = 0.01286 D^2 \times P$$

Donde: F (Kg)

D^2 (Pg^2)

P (pg. de agua)

Para calcular el peso de los platos, supongamos un diámetro interior de las válvulas de 11.875 pg² (normalmente se mide - el diámetro interior).

$$F = 0.01286 \times (11.875)^2 (1.4)$$

$$F = 2.539 \text{ Kg.}$$

Es el peso que deberá llevar cada plato.

TABLA VI.2

CARACTERISTICAS DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO

CAPACIDAD NOMINAL (pls.)	DIAMETRO INT. (m)	ALTURA (m)	PRESION MAXIMA DE CARGACION (pg de agua)	
			PRESION	VACIO
250	4.68	2.45	5.2	0.86
500	4.68	4.90	3.46	0.86
1 000	6.56	4.90	3.46	0.86
1 500	6.56	7.35	3.46	0.86
3 000	9.35	8.15	3.46	0.86
5 000	11.77	7.35	1.73	0.86
10 000	16.75	7.35	1.73	0.86
55 000	30.44	12.22	1.47	0.86

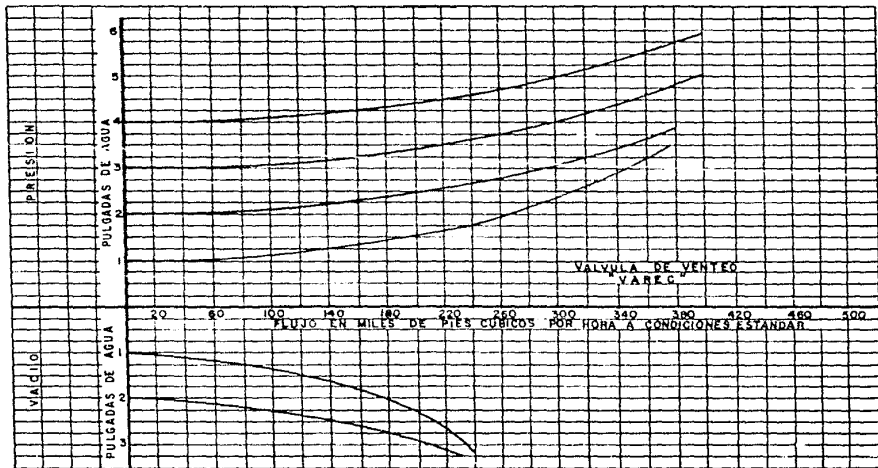
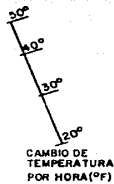
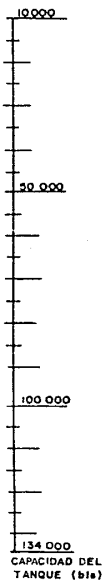


FIG. VI. 2-12"

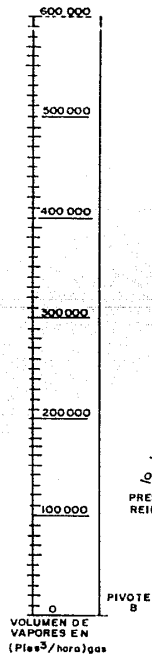


CAMBIO DE
TEMPERATURA
POR HORA (°F)

PIVOTE
A

NOMOGRAMA PARA DETERMINAR EL VOLUMEN
DE VAPORES DESPRENDIDOS DE TANQUES DE
ALMACENAMIENTO CONTENIENDO PRODUCTOS
VOLATILES (LADO DE PRESION) TANQUES
MAYORES DE 10 000 bls.

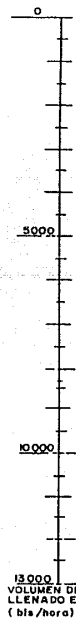
NOMOGRAMA VI. I



PRESION DE VAPOR
REID (lb / pg²)

PIVOTE
B

VOLUMEN DE
VAPORES EN
(Pie³/hora)gas



VOLUMEN DE
LLENADO EN
(bls/hora)

VI.3 Selección del número de válvulas arrestaflama en el colector de vapores.

El arrestador de flama tipo horizontal está diseñado para evitar la propagación de incendio o explosión en líneas de vapores y generalmente son instalados en el extremo opuesto a los tanques de almacenamiento, en el colector de vapores, aunque hay quienes prefieren colocarlos sobre el tanque de almacenamiento, antes de las válvulas de presión y vacío.

Consideraciones:

Para nuestro caso consideremos el volumen de gas manejado en el tanque de almacenamiento.

$Q_g = 345,000 \text{ pies}^3/\text{hora}$

5 válvulas de 12" de diámetro

Capacidad por válvula = $69,000 \text{ pies}^3/\text{hora}$.

En la figura VI.3 "curvas de capacidad de flujo", localizamos la capacidad de la válvula ($69,000 \text{ pies}^3/\text{hora}$). Se prolonga este punto en forma vertical hasta cortar la curva del diámetro correspondiente prolongando este punto a su vez en forma horizontal hasta su intersección con el eje vertical, valor que nos indicará la caída de presión a través de la válvula, 0.6 pg. de agua.

Se recomienda la instalación de dos colectores de vapores similares con bloqueos para efectos de mantenimiento.

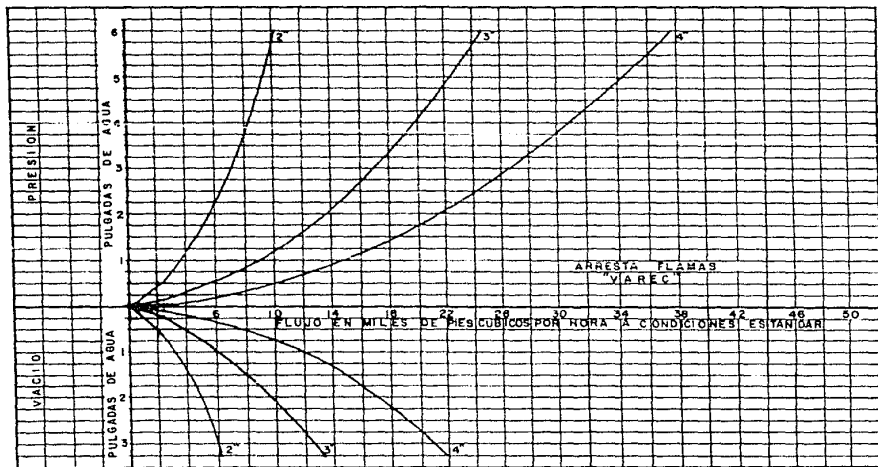


FIG. VI. 3.

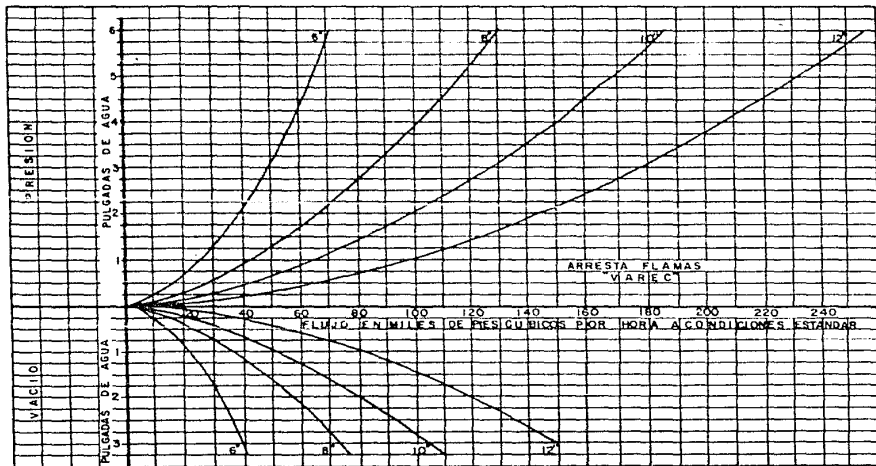


FIG. VI. 3.

VI.4 Selección del número de válvulas térmicas en el colector de vapores.

Usualmente las válvulas térmicas son instaladas en los sistemas de recuperación de vapores para cerrar en posible incendio y evitar la propagación de la flama hacia el tanque a través del colector de vapores. También son utilizados para atrapar líquidos y sedimentos los cuales son drenados a un acumulador para ser desplazados posteriormente al tanque de almacenamiento con inyección de gas.

La válvula está compuesta en el interior por un plato con vastago en ambos extremos el cual se desliza a través de unas guías y normalmente debe estar en posición abierta para permitir el flujo de los vapores hacia el quemador.

Dicha posición se puede verificar a través de la mirilla - de la válvula.

Para mantener el plato de la válvula en posición abierta, consta de una cápsula o elemento fusible que está diseñado de tal manera que cierre al ocurrir un flamazo en el paquete que alcance una temperatura de 260 °F (127 °C), dicho elemento deberá ser reemplazado para volver el plato a su posición original.

Como las válvulas térmicas son instaladas conjuntamente -- con las válvulas apartaflamas, deberán instalarse en igual número

y pueden colocarse indistintamente antes o después.

La válvula térmica también puede calibrarse como válvula -
de presión al igual que las válvulas de presión y vacío (ver VI.2)

BIBLIOGRAFIA

1. Manejo de la producción en superficie, F.I., UNAM, 1986; -- M.I. José Angel Gómez Cabrera.
2. Mecánica de fluidos, F.I., UNAM, 1985; Ing. Roberto A. Castro Flores, Ing. Raúl León Ventura, M.I. Rafael Rodríguez N.
3. Transporte de hidrocarburos, F.I., UNAM, 1983; Ing. Francisco Sarachochea Petirena.
4. Producción de pozos I, F.I., UNAM, 1986; M.I. José Angel Gómez Cabrera.
5. Flujo por estranguladores; Gilbert - Ros - Baxendell y A---chong.
6. Flujo de gas en tuberías; Weymouth.
7. Flujo de gas en tuberías; Panhandle.
8. Flujo en tuberías; Crane.
9. Notas de la cátedra "Manejo de la producción en superficie" F.I., UNAM, 1987-I; M.I. José A. Gómez Cabrera.
10. Manual para válvulas de presión y vacío; Varec
11. Manual para válvulas arrestaflama; Varec
12. Manual para válvulas térmicas; Varec