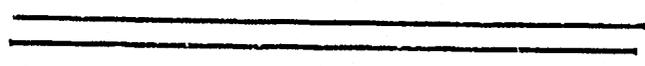


13
2 y

Universidad Nacional Autónoma de México
FACULTAD DE INGENIERIA



SEPARACION DE ACEITE Y GAS
EN LOS CAMPOS PETROLEROS

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO PETROLERO
P R E S E N T A:

C. Juan Javier Hinojosa Puebla



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E . .

	PAG.
INTRODUCCION	1
CAP. I.	
Fundamentos de la separación de gas, aceite y - agua	5
Mecanismos de separación	6
Principales factores que afectan la eficiencia- de la separación de gas y líquidos	19
CAP. II.	
Descripción y clasificación del equipo de sepa- ración	25
Descripción de un separador	29
Tipos de extractores de niebla	32
Clasificación de los separadores	38
CAP. III.	
Cálculo de la capacidad de tratamiento de los - separadores	47
Cálculo de capacidad de tratamiento de separad <u>o</u> res verticales	48
Cálculo de la capacidad de tratamiento de sepa- radores horizontales	61

CAP. IV.

Presión óptima de separación de un sistema de tres etapas	71
Método simplificado para determinar la presión óptima de separación en la segunda etapa de un sistema de tres etapas	72
CONCLUSIONES	76
REFERENCIAS	79
DIAGRAMAS Y GRAFICAS	80

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

La industria del petróleo obtiene sus productos - en la forma de aceite y gas, que son llevados a la superficie por la energía natural del yacimiento o por métodos artificiales de producción y sistemas de recuperación secundaria.

La separación del aceite y el gas es el procedimiento más común y el más sencillo en operaciones de producción.

Pero, con todo y ser tarea ordinaria la separación del gas del aceite es una de las operaciones de tratamiento más importantes en el campo. Y así, el análisis de las condiciones requeridas para obtener una separación óptima, es muy compleja ya que comprende gran número de factores.

Antes el crudo era almacenado en tanques a la presión atmosférica. Se perdían en la atmósfera todos los gases y vapores de los hidrocarburos ligeros. Se observó

que con el empleo de separadores de gas y aceite por etapas, el aceite tenía un mayor grado A.P.I. que cuando se pasaba directamente de la boca del pozo a la presión atmosférica; se observó que el crudo sometido a separación por etapas, las evaporaciones posteriores no eran muy - apreciables comparadas con las del aceite que se almacenaba directamente a la presión atmosférica.

Dentro de las condiciones que determinan las cantidades de vapor y líquido que se obtienen del separador se pueden mencionar:

- a. Presión del separador.
- b. Temperatura del separador.
- c. Composición de los fluidos del pozo.

Solamente las dos primeras se pueden regular directamente en operaciones de campo, pero todas se deben considerar para obtener las mejores condiciones.

El grado de vaporización o condensación dependerá de la temperatura y presión del sistema, así como de la condición original de la mezcla. La cantidad de los productos obtenidos en el proceso de separación de un crudo se pueden llegar a calcular mediante los valores de las constantes de equilibrio que hacen posible determinar la proporción de vapor y líquido en equilibrio a una deter-

minada presión y temperatura. Bajo estas condiciones la primera vaporización se presenta en las mezclas naturales, consistentes de nitrógeno, metano, etano, etc., a través de los compuestos predominantes en la gasolina natural.

Los métodos más comunes de separación del aceite y el gas, consisten de un solo separador, en el que entra el fluido separándose la fase líquida de la gaseosa y de aquí el líquido pasa a un tanque de almacenamiento a la presión atmosférica.

En la separación por etapas el aceite se hace pasar a través de dos o más separadores arreglados en serie, cada uno de los cuales es operado a presiones y temperaturas diferentes. Cada separador forma una etapa considerando otra la del tanque de almacenamiento.

Con las etapas de separación se asegura que el gas salga limpio, esto es, menos aceite se perderá en los separadores de alta y baja presión y menos evaporación se tendrá en los tanques. El aceite puede almacenarse con pérdidas mínimas de fracciones ligeras, las que son notables cuando el aceite está sujeto a una liberación brusca de los gases disueltos por una rápida reducción de presión.

La separación por etapas es ventajosa desde varios puntos de vista. Evita la recompresión necesaria de gran parte del gas, por lo tanto ahorra la cantidad que debía gastarse en ella. La recuperación de la gasolina natural se facilita porque de este modo es posible manejar un gran volumen de gas a una mayor presión.

Actualmente, un análisis detenido adquiere mayor importancia conforme aumenta el valor del gas natural y la industria adopta medidas de conservación para mejorar en la práctica, el proceso de producción.

C A P I T U L O I .

FUNDAMENTOS DE LA SEPARACION DE GAS, ACEITE Y AGUA.

Cuando los hidrocarburos se obtienen de formaciones con alta productividad, es necesario prestar especial atención a las condiciones de separación del gas, aceite y agua en el caso que ésta esté presente.

Este tema, por diversas razones, no ha sido suficientemente estudiado y divulgado en nuestro medio; sin embargo los criterios para establecer las condiciones de separación de acuerdo con los objetivos de producción fijados, no han sido explícitamente definidos.

No siempre el objetivo de producción fundamental es la separación eficiente de las fases líquidas y gaseosa. En algunas circunstancias puede ser más importante incrementar el ritmo de producción, reducir los costos por compresión, obtener aceite estabilizado, recuperar -

mayor cantidad de hidrocarburos líquidos, etc.

I.1. MECANISMOS DE SEPARACION.

En esta parte se tratará de ejemplificar los diferentes factores que gobiernan la separación de las mezclas de gas y líquido.

Existen dos formas de llevar a cabo la separación del gas y de los líquidos estas son:

- Separación instantánea (flash)
- Separación diferencial.

La separación instantánea, cuando la variación de la masa con respecto a la presión es nula. Esto es:

$$\frac{dM}{dP} = 0$$

Y separación diferencial, cuando existe una variación de la masa con respecto a la presión, es decir, cuando se va extrayendo del sistema el volumen de gas que se este liberando. Esto es:

$$\frac{dM}{dP} \neq 0$$

Si se considera una mezcla compuesta por moléculas de diferentes tamaños; las más grandes corresponden a los compuestos más pesados, las más chicas a los gases y un tamaño intermedio a las gasolinas. Así que, al disminuir la presión en la muestra lo primero que se libera

es el gas, es decir, las moléculas más pequeñas que se -
pueden arrastrar algunas medianas y aún algunas grandes -
si el cambio de presión es demasiado brusco.

Por otra parte la separación de mezclas de gas y -
líquidos, se logra mediante una combinación apropiada de
los siguientes factores: gravedad, fuerza centrífuga, -
choque y temperatura.

I.1.1 SEPARACION 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 asen-
tador, 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 gra--
vedad.

Ahora bien, si el flujo es vertical hacia arriba,
como en los separadores verticales, las partículas de lí-
quido que se van a separar caen a contraflujo del gas. -
Estas partículas de líquido que descienden por la acción
de la gravedad se aceleran, hasta que la fuerza de arrag

tre 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 las partículas de este diámetro o mayor se logren separar.

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. También se puede apreciar en la Fig. 1.

Fuerza total

actuando sobre la partícula.	Fuerza de gravedad	Fuerza de empuje	Resistencia por fricción
=	-	-	-

o sea:

$$F_t = F_g - F_e - F_f \quad \dots 1.1$$

En donde:

F_t Fuerza total que actúa sobre la partícula.

F_g Fuerza de gravedad.

F_e Fuerza de empuje.

F_f Fuerza de fricción.

Sustituyendo cada término por su valor real se ob
tiene:

$$\rho_p V_p \frac{dv_t}{dt} = \frac{\rho_p V_p g}{g_0} - \frac{\rho_g V_p g}{g_0} - \frac{f A_p \rho_g v_t^2}{2g_0} \quad \dots 1.2$$

Dividiendo la ec. 1.2 entre el factor $\rho_p V_p$, se -
obtiene:

$$\frac{dv_t}{dt} = \frac{\rho_g}{\rho_p} - \frac{\rho_g g}{\rho_p g_0} - \frac{f A_p \rho_g v_t^2}{2 \rho_p V_p g_0} \quad \dots 1.3$$

Agrupando miembros:

$$\frac{dv_t}{dt} = \frac{1 - \rho_g}{\rho_p} \cdot \frac{g}{g_0} - \frac{f A_p \rho_g v_t^2}{2 \rho_p V_p g_0} \quad \dots 1.3$$

Ahora bien, tomando en cuenta que la velocidad de
asentamiento es constante, el primer miembro es cero por
lo que se puede despejar v_t , del segundo miembro:

$$v_t = \text{cte.}$$

$$\frac{dv_t}{dt} = 0$$

Y así de la ec. 1.3 se tiene:

$$v_t = \left[\frac{2g \rho_p V_p (\rho_p - \rho_g)}{f A_p \rho_g \rho_p} \right]^{1/2} \quad \dots 1.4$$

Si se considera a las gotas de líquido como partí-
culas esféricas y rígidas, su volúmenes es $\frac{\pi d_p^3}{6}$ y su-

área es $\pi d_p^2/4$ Por lo tanto:

$$\frac{v_p}{A_p} = \frac{2d}{3}$$

Sustituyendo el anterior valor en la ec. 1.4 se tiene que:

$$v_t = \left[\frac{4 (\rho_p - \rho_g) d_p g}{3 f \rho_g} \right]^{1/2} \quad \dots 1.5$$

Por otra parte el coeficiente de arrastre f se puede calcular por medio de una gráfica, en donde se encuentra graficado el parámetro adimensional del Número de Reynolds contra el coeficiente de arrastre. Ver gráfica de la Fig. 2.

También para el objeto de diseño de separadores se ha podido comprobar que:

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

Lo cual tiene su explicación en la sección recta de gráfica de la Fig. 2. Y relacionando las expresiones queda:

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

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

Al sustituir el valor de f en la ec. 1.5 se obtiene:

$$v_t = \frac{g d^2 (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu_g} \quad \dots 1.6$$

Pero cuando el flujo de gas en la sección de separación es horizontal, la velocidad de asentamiento es aquella a la cual las partículas suspendidas viajan a través de la corriente de gas.

Por otra parte 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 turbulencias a la corriente de gas, ocasionando que algunas partículas de líquido sean arrastradas en el flujo de gas.

I.1.2. SEPARACIÓN POR FUERZA CENTRIFUGA.

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 extractores de niebla, por ejemplo en el extractor tipo ciclónico que se puede ver en las Figs.: 3 y 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 que $\rho_g v^2$, se debe mantener en 900, si v es la velocidad del gas a la entrada del tubo ciclónico en pies/seg. También es recomendable que v sea menor de 45 pies/seg. esto según el Dr. M. Steve Worley en su estudio titulado "Separación de gas y aceite es una ciencia".

Recordando la ec. 1.6 se puede aplicar al proceso de separación centrífuga, en la que sustituyendo g por la aceleración debida a la fuerza centrífuga (a), entonces se tiene:

$$v_t = \frac{a d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu_g} \quad \dots 2.1$$

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

$$F_c = \frac{m_p v_m^2}{r} \quad \dots 2.2$$

De donde:

F_c Fuerza centrífuga que actúa sobre una partícula de líquido. (lbm. $\frac{pie}{seg^2}$)

m_p Masa de una partícula de líquido.

v_m Velocidad media de una partícula de líquido suspendida en gas.

r Radio de la circunferencia que describe una partícula de líquido en su movimiento.

Si se combina la ecuación anterior con las expresiones:

$$F_c = m_p a \quad \text{y} \quad S = 2 \pi r N$$

En donde se tiene que:

s Trayectoria de una partícula de líquido.

N Número de vueltas realizadas en el exterior de niebla tipo centrífugo por una partícula de líquido.

a Aceleración debida a la fuerza centrífuga.

Resulta:

$$a = \frac{2 \pi N v_m^2}{s} \quad \dots 2.3$$

Y sustituyendo la ec. 2.3 en la ec. 2.1, y despejando d_p se obtiene:

$$d_p = \left[\frac{9 \mu_g s}{N v_m (\rho_p - \rho_g)} \right]^{1/2} \quad \dots 2.4$$

Con la fórmula anterior se puede calcular el tamaño de las partículas que se pueden separar por fuerza centrífuga.

I.1.3. SEPARACION POR CHOQUE.

Este mecanismo de separación es tal vez el más empleado 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 ec. 1.6, según el artículo publicado en el mes de Mayo de 1975 en "The Oil and Gas Journal" por J. M. Campbell. Del cuál se obtiene:

$$S_p = \frac{d^2 \rho_p v_i}{18 \mu_g} \quad \dots 3.1$$

En donde:

S_p Distancia de paro de una partícula de líquido.

d_p Diámetro de una gota esférica de líquido.

v_i Velocidad inicial de una partícula de líquido.

Como se puede observar, la distancia de paro es -
proporcional al cuadrado del diámetro de la partícula de
líquido. Esto significa que para las partículas más pe--
queñas su distancia de paro es más corta y, por lo tanto,
tienen mayor tendencia a desviarse alrededor de la obs--
trucción.

I.1.4 SEPARACION A BAJA TEMPERATURA.

En muchos yacimientos los hidrocarburos se produ-
cen a una presión mayor que la que se requiere a la en--
trada de las líneas transmisión. En tales situaciones, -
se recomienda utilizar un sistema de separación a baja -
temperatura para secar el gas que se separa a alta pre--
sión.

Mediante este sistema se induce a la corriente de
gas una caída de presión, con lo que se logra un abati--
miento en la temperatura de separación.

Las ventajas que se obtienen cuando se utiliza un
sistema de separación a baja temperatura, en vez de un -
sistema de separación común, son las siguientes:

- a. Se incrementa la recuperación de líquidos.
- b. Se reduce el contenido de agua en el gas y por lo tanto, también disminuye el punto de condensación del vapor de agua contenido en el gas.

El incremento en la recuperación de líquidos puede pagar en un corto período el costo del equipo necesario.

El sistema de separación a baja temperatura es particularmente atractivo cuando la presión del yacimiento es alta y se espera que se mantenga en ese rango por un período de tiempo del orden de tres años o más.

Una unidad de separación a baja temperatura consiste básicamente de las siguientes partes:

- a. Separador a baja temperatura.
- b. Un eliminador de agua.
- c. Intercambiador de calor.
- d. Estrangulador.

Se requiere además de un equipo de conexión y de control adecuado. En algunas ocasiones se utiliza un equipo de inyección de glicol para proteger al sistema de la formación de hidratos. En la Fig. 5 se puede ver el diagrama de la unidad.

Separador a baja temperatura.- Puede ser de cua-

tro diferentes formas: vertical, horizontal, esférico o en forma de T invertida, como el que muestra en la Fig.5.

Las funciones principales del separador a baja temperatura son las siguientes:

- a. Por expansión se logran bajas temperaturas de separación, eliminandose mayor cantidad de líquidos en la corriente de gas.
- b. Con el serpentín situado en la parte inferior del separador, se tiene un calentamiento adecuado con el que se unen los hidratos que se pueden formar y, además, revaporiza los componentes ligeros del líquido que se integran a la corriente de gas que va por las líneas de transmisión. Esta revaporización de líquidos al llegar al tanque de almacenamiento comúnmente se evaporan a la atmósfera sin recuperarse.
- c. El reflujo frío de la parte superior a la inferior del separador, recondensa los componentes más pesados que se hayan vaporizado en el proceso de calentamiento.

En general estos procesos de vaporización-condensación proporcionan un aceite más estable.

Eliminador de agua.- Los eliminadores al igual - que los separadores comunes pueden ser verticales, horizontales o esféricos. Estos dispositivos operan a presiones del orden de 1500 a 1400 lb/pug². La función del eliminador es separar el agua de la corriente de gas y - aceite que viene del pozo, antes de que ésta llegue al - separador de baja temperatura. Con esto se evitan problemas de obturación en el estrangulador, ya que con la expansión del gas se puede reducir la temperatura abajo - del punto de formación de hidratos.

Intercambiador de calor.- Básicamente el cambiador de calor tiene dos funciones:

- a. La temperatura de la corriente de gas al entrar al serpentín del separador puede disminuir hasta 30°C. Sin embargo, es necesario abajarla todavía más, por lo que se pasa a través del cambiador de calor; donde es enfriada por el gas que sale del separador.
- b. El gas frío que sale del separador de baja temperatura es calentado en el cambiador de calor. Con esto se disminuye la posibilidad de la formación de hidratos en las líneas que transportan el gas.

El sistema de separación a baja temperatura, se puede adaptar para recuperar líquidos del gas de baja presión cuando este gas se quema. La recuperación de líquidos se logra disminuyendo la temperatura del gas de baja presión abajo de su temperatura de rocío. El enfriamiento del gas se puede efectuar mediante la expansión del gas de alta presión en un separador a baja temperatura, utilizando además un sistema de enfriamiento por aire. Ver la Fig. 6.

I.2. PRINCIPALES FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA DE LA SEPARACION DE GAS Y LIQUIDOS.

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

I.2.1. TAMAÑO DE LAS PARTICULAS DE LIQUIDO.

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

La velocidad promedio del gas en la sección de se

paración secundaria, corresponde a la velocidad de asentamiento de una gota de líquido de cierto diámetro, que se puede considerar como diámetro base. Teóricamente todas las gotas con diámetro mayor que el de base deben eliminarse. En realidad lo que sucede es que se separan partículas más pequeñas que el diámetro base, mientras que algunas más grandes en diámetro no se separan. Lo anterior se debe a la turbulencia 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 Fig. 7 se muestra el efecto del tamaño de las partículas en la eficiencia de la separación, cuando el extractor de niebla es del tipo de choque o ciclónico. En esta figura se relaciona el tamaño de la partícula con el porcentaje de partículas eliminadas.

El tamaño de las partículas de líquidos que se forman en el flujo de líquido y gas, cuando hay agitaciones violentas, es lo suficientemente grande para lograr una buena eficiencia con los separadores.

I.2.2. VELOCIDAD DEL GAS.

Generalmente los separadores se diseñan de tal forma que las partículas de líquidos mayores de 100 micras, se deben separar del flujo de gas en la sección de separación secundaria, mientras que las partículas más 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 líquidos mayores de 100 micras en la sección de separación secundaria.

Con esto se ocasiona que se inunde el extractor de niebla y, como consecuencia, que haya arrastres repentinos de baches de líquido en el flujo de gas que sale del separador.

I.2.3. PRESION DE SEPARACION.

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 el caso de gas y condensado, la-

recuperación de líquidos aumenta. Sin embargo, es necesario considerar el valor económico del incremento del volumen de líquidos, contra la compresión extra que puede necesitarse para transportar el gas.

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

I.2.4. TEMPERATURA DE SEPARACION.

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. 8.

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 pies cúbicos 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 pies cúbicos.

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

a. La separación a baja temperatura necesita equipo adicional, tal como se mencionó anteriormente.

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

En consecuencia, 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.

I.2.5. DENSIDAD DEL LIQUIDO Y DEL GAS.

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

I.2.6. VISCOSIDAD DEL GAS.

El efecto de la viscosidad del gas en la separación, se puede observar en las fórmulas para determinar la velocidad de asentamiento de las partículas de líquido. La viscosidad del gas se utiliza en el parámetro NRE,

con el cual se determina el valor del coeficiente de arrastre. De la ecuación 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.

C A P I T U L O I I

DESCRIPCION Y CLASIFICACION DEL EQUIPO DE SEPARACION

Los equipos de separación, como su nombre lo indica, se utilizan en la industria petrolera para separar mezclas de líquido y gas.

Las mezclas de líquido y gas, se presentan en los campos petroleros principalmente por las siguientes causas:

- a. Por lo general los pozos producen líquido y gas mezclados en un solo flujo.
- b. Hay líneas en las que aparentemente se maneja sólo líquido o gas; pero debido a los cambios de presión y temperatura que se producen a través de la línea, hay vaporización de líquido o condensación de gas, dando lugar al flujo de dos fases.
- c. En ocasiones el flujo de gas arrastra líquidos de las compresoras y equipos de

procesó en cantidades apreciables.

Las razones principales por las que es importante efectuar una separación adecuada de líquido y gas, son:

- a. En campos de gas y aceite, donde no se cuenta con el equipo de separación adecuado y además el gas se quema, una cantidad considerable de aceite ligero que arrastra el flujo del gas también se quema, ocasionando grandes pérdidas si se considera que el aceite ligero es el de más alto valor comercial.
- b. Aunque el gas se transporta a una cierta distancia para tratarlo, es conveniente eliminar la mayor cantidad de líquido, ya que este ocasiona problemas, tales como: corrosión y abrasión del equipo de transporte, aumento en las caídas de presión y disminución en la capacidad de transporte de las líneas.
- c. Como se menciona, el flujo de gas frecuentemente arrastra líquidos de proceso, como el

glicol, los cuales se deben recuperar ya que tienen un valor considerable.

En la industria petrolera, entre los equipos de separación que se utilizan con mayor frecuencia, están los siguientes:

Separadores. Son equipos utilizados para separar corrientes de aceite y gas que provienen directamente de los pozos.

Separadores a baja temperatura. Estos dispositivos se utilizan para la separación de gas y condensados, a baja temperatura, mediante una expansión. Están diseñados para manejar y unir los hidratos que se pueden formar al disminuir la temperatura del flujo.

Eliminadores. Estos dispositivos se utilizan para eliminar los líquidos de una corriente de gas a alta presión. Se utilizan generalmente en los sistemas de separa

ción a baja temperatura. Algunos eliminadores sólo separan agua - de las corrientes de gas.

Depuradores. Son dispositivos que se utilizan para manejar corrientes con muy-altas relaciones gas-líquido. Se aplican también para separar gotas muy pequeñas de líquido suspendidas en corrientes de gas, - ya que éstas no son eliminadas - generalmente por un separador or dinario. Dentro de este tipo específico de separadores están -- los depuradores de polvo y los - filtros, que eliminan además de las gotas pequeñas de líquidos,- el polvo arrastrado por la co -- rriente de gas. Es muy recomenda ble instalar depuradores antes - de las compresoras, con el fin - de protegerlas de los daños que pueden causar las impurezas --- arrastradas por el gas.

II.1. DESCRIPCION DE UN SEPARADOR.

En esta parte se tratará de describir las partes de un separador y los diferentes tipos, mencionando brevemente las características de operación de los de dos y tres fases, en sus formas horizontal, vertical y esférica.

Como ya se había mencionado un separador es el equipo utilizado para separar corrientes de aceite y gas que provienen directamente de los pozos. Las relaciones gas-aceite de las corrientes disminuyen en ocasiones, debido a las cabezadas de líquido que repentinamente se presentan, siendo éstas más frecuentes cuando los pozos producen artificialmente.

Un separador consta de las siguientes secciones:

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

Para esto se puede ver la Fig. 9.

Sección de separación primaria.- En esta sección se separa la mayor porción de líquido de la corriente de gas, y se reduce la turbulencia del flujo. La separa

ción del líquido en esta sección se realiza mediante un cambio de dirección del 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 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 y es mínima la turbulencia del flujo. Para esto, el separador debe tener suficiente longitud. En algunos diseños se utilizan veletas o aspas alineadas para reducir aún más la turbulencia, sirviendo al mismo tiempo como superficies colectoras de gotas de líquido.

La eficiencia de separación en esta sección, depende principalmente 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 o bien la de la fuerza centrífuga como mecanismos de separación. Mediante estos mecanismos se logra que las pequeñas gotas de líquido, se colecten sobre una superficie en donde se acumulan y forman gotas más grandes, que se drenan a través de un conducto a la sección de acumulación de líquidos o bien caen contra la corriente de gas a la sección de separación primaria.

El dispositivo utilizado en esta sección, conocido como 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 in-

dicador de nivel, un flotador y la 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 cuatro secciones antes descritas, el separador debe tener dispositivos de seguridad tales como: una válvula 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 siempre es recomendable que el separador se diseñe de la forma más simple posible, para facilitar su limpieza y mantenimiento.

II.2. 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 más empleados son los

del tipo de impacto, que a su vez pueden ser de veletas o de alamabre entretejido.

Extractores de niebla tipo veleta.- Consisten en placas metálicas paralelas formando un laberinto. Cada una de estas placas, cuenta con varias bolsas para retener el líquido. Cuando el gas pasa a través del extractor cambia de dirección varias veces y es centrifugado, provocando que las gotas del 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 de 0.1 galones en un millón de pies cúbicos de gas.

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 los extractores están el tamaño de las gotas, la densidad y la tensión superficial del líquido. Los extractores de este tipo son eficientes para separar partícu --

las de líquido mayores de 10 micras.

Por otra parte 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 extraído por succión -- hacia la parte superior del separador; o bien, el tubo queda parcialmente tapado. Comúnmente la caída de presión a través de este tipo de extractores varía de 1 a 10 pg. de agua.

Extractores de niebla de malla de alambre entretete

jido. Este tipo de extractores aunque se emplea poco, ha dado resultados favorables y es 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 que se usa en estos extractores, están dentro del siguiente rango:

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

En la mayoría de los casos, el espesor del cojinete necesario para que el volúmen de líquido arrastrado en el flujo de gas fuera del separador no exceda de 0.1 galones en un millón de pies cúbicos de gas, debe ser de 4 a 6 pg.

La eficiencia de estos extractores, depende de la velocidad del flujo de gas. Cuando la velocidad es baja, las gotas de líquido tienden aglomerarse entre los alambres.

A velocidades altas el extractor tiende a inun -

darse 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 la arrastra la corriente de gas.

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

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

en donde;

v.... Velocidad del flujo de gas a través de un extractor de niebla, con la cual se obtiene su máxima eficiencia.

ρ_p ... Densidad de las gotas de líquido.

ρ_g ... Densidad del gas a P_f y T_f .

k.... Constante de proporcionalidad

El valor aproximado de k, cuando se utiliza el extractor en separadores de gas y líquido, es de 0.35. La ecuación anterior es similar a la que se emplea para determinar la velocidad permisible en los separadores; pero en este 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; ésto 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 2.5 cm. de agua.

Extractores de niebla tipo ciclónico.- Este tipo de extractores, consiste de un conjunto de pares de tubos concéntricos, como los mostrados en la Fig. 3, - montados en un recipiente como se indica en la Fig. 4. El número de tubos depende del gasto de gas que se vaya a manejar.

Los tubos concéntricos están provistos de entradas tangenciales para el gas. La parte inferior de estos tubos es cónica 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 fuerza centrífuga, hacia las --

paredes del tubo en donde se recolectan 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 sale a través del tubo interior.

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 ha empleado un extractor de niebla tipo choque, como el de alambre-entre tejido adelante de un extractor tipo ciclónico, - con resultados satisfactorios. El extractor de alambre-entretelado actúa como aglomerador de gotas pequeñas de líquido, las cuales se eliminan posteriormente en el extractor ciclónico.

II.3. CLASIFICACION DE LOS SEPARADORES.

Los separadores se pueden clasificar en: separadores convencionales (dos fases: gas y líquido) y separadores de tres fases (gas, aceite y agua). A su vez -- se pueden clasificar en horizontales, verticales y esféricos. Así se tiene:

Separadores convencionales.	}	Horizontales.
		Verticales.
		Esféricos.

SEPARADORES

Separadores de tres fases.	}	Horizontales.
		Verticales.
		Esféricos.

II.3.1. Separadores convencionales.

Se acostumbra designar como separadores convencionales a los separadores de dos fases en cualquiera de sus 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 figuras 9 y 10 se muestran esquemas de un separador vertical y un horizontal respectivamente.

Las ventajas y desventajas de cada tipo de separador, 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 más sensible a los cambios.
3. Debido a que el nivel se puede mover en forma moderada, son muy recomendables para flujo 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 más costosos que los horizontales.
2. Son más 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 separadores verticales.
2. Son más económicos que los separadores ver ticales.
3. Son más fáciles de instalar que los separa dores verticales.
4. Son muy adecuados para manejar aceite con alto contenido de espuma. Para ésto, donde queda la interfase gas-líquido, se insta - lan placas rompedoras de espuma.

Desventajas:

1. No son adecuados para manejar flujos de po zos 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 cri tico que en los separadores verticales.

Separadores Esféricos.

Ventajas:

1. Son más baratos que los separadores verti-

cales o los horizontales.

2. Más compactos que los separadores horizontales o los verticales, por lo que son -- recomendables para su uso en plataformas de producción marina.
3. Son más fáciles de limpiar que los separadores verticales.
4. Los diferentes tamaños disponibles, los hacen el tipo más económico para instalaciones individuales de pozos de alta presión.

Desventajas:

1. Tienen un espacio de separación muy limitado.

II.3.2. Separadores de tres fases.

Estos separadores, además de separar las fases líquida y gaseosa, separan el agua no emulsionada en el aceite. La separación del líquido en aceite y agua no emulsionada, tiene lugar por diferencia de densidades. Para ésto se proporciona al líquido suficiente tiempo de residencia y se deposita en un espacio donde no hay

turbulencia.

Los separadores de tres fases pueden ser: verticales, horizontales y esféricos.

Además de las secciones y dispositivos con que --
cuentan los separadores de líquido y gas, el separador -
de tres fases tiene las siguientes características y ac-
cesorios especiales:

- a. Una capacidad de líquidos suficiente para -
proporcionar el tiempo de retención necesari-
o para que se separe el aceite y para el-
agua.
- b. Un sistema de control para la interfase --
agua-aceite.
- c. Dispositivos de descarga independientes pa-
ra el aceite y para el agua.

En las Figs. 11, 12 y 13 se muestran tres esque -
mas de separadores verticales de tres fases, con las di-
ferentes formas del control de nivel de líquidos.

En las Fig. 6, se muestra un separador trifásico-
en que tanto el controlador del nivel total de líquidos,
como el de la interfase agua-aceite, son del tipo de des
plazamiento. El primero regula la descarga del aceite --

y el segundo la del agua.

Las ventajas que tiene este control de nivel de líquido, son:

- a. Diseño simple, con lo que se facilita el mantenimiento y la limpieza del separador.
- b. Los volúmenes para retención del aceite y del agua, se pueden variar facilmente moviendo los controladores de nivel.
- c. El volumen de la sección de almacenamiento de líquidos disponible, es mayor que cuando se usa alguna de las otras formas de control.

Las desventajas que presenta la forma de control mostrada en la Fig. 6 que se pueden mencionar:

- a. En ocasiones falla el controlador de la interfase agua-aceite o la válvula de descarga del agua, ocasionando que el aceite y el agua sean descargados a través de la salida del agua.
- b. Se requiere experiencia para operar esta forma de control de nivel.

La forma de control de líquido que se ha mencionado, también se puede utilizar en separadores horizontales.

les y esféricos. Sin embargo, su aplicación más adecuada es en separadores verticales, pues la altura de las columnas de aceite y agua, permiten que haya más separación entre los flotadores de los controladores de nivel.

En la Fig. 12, se muestra que el controlador de nivel total de líquidos es un vertedor; mientras que, el de la interfase agua-aceite es del tipo de desplazamiento, la disposición de estos accesorios permite regular fácilmente la interfase agua-aceite.

Las desventajas que tiene la forma de control mostrada en la Fig. 12 son:

- a. Es difícil proporcionar mantenimiento y limpieza a los separadores.
- b. El volumen disponible de la sección de almacenamiento de líquidos, es substancialmente menor que cuando se emplea el tipo de control de nivel explicado anteriormente.

En la Fig. 13, se muestra un separador trifásico en donde tanto el controlador del nivel total de líquidos, como el de la interfase agua-aceite son vertedor.

Las ventajas de esta forma de control son:

- a. Si las descargas del aceite o del agua fallan, únicamente sale a través de ellos el aceite o el agua, dependiendo de la que falle.
- b. Es fácil de operar.

Sus desventajas son:

- a. Es sumamente difícil proporcionar mantenimiento y limpieza a los separadores.
- b. El volumen disponible de la sección de almacenamiento de líquidos es menor que cuando se emplea el tipo de control de nivel ejemplificado en la Fig. 12.
- c. Aunque los vertederos del control de nivelson ajustables, su maniobra es difícil.

C A P I T U L O I I I

CALCULO DE LA CAPACIDAD DE - TRATAMIENTO DE LOS SEPARADO - RES.

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, entre otras cosas.
- d. La presión y la temperatura de operación del separador.
- e. El número de etapas de separación.
- f. El nivel del líquido dentro del 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 cada uno de sus componentes.
- j. Que la temperatura de operación sea mayor - que la temperatura de formación de hidra -- tos.

Las anteriores consideraciones son algunas de las que se deben tomar en cuenta para obtener mejores resultados en los cálculos que se lleven a cabo.

III.1 Cálculo de la capacidad de tratamiento de - separadores verticales.

Capacidad de separación de gas:

Partiendo de la ecuación de continuidad, se tiene que:

$$v_t = \frac{q_f}{A_f} \quad \dots 1.1$$

De donde se puede obtener:

$$A_f = \frac{\pi D^2}{4} \quad \dots 1.2$$

Sustituyendo en la ec. 1.1 ;

$$q_f = \frac{\pi D^2}{4} v_t \quad \dots 1.3$$

Y recordando la ecuación general de los gases, para condiciones base y condiciones de operación del separador:

$$\frac{P_s q_{sg}}{R T_s} = \frac{P_f q_f}{Z_f R T_f} \quad \dots 1.4$$

Despejando de la ecuación anterior q_{sg} se obtiene:

$$q_{sg} = \frac{T_s P_f}{P_s Z_f T_f} q_f \quad \dots 1.5$$

Ahora bien, si se sustituye el valor de q_f en la ec. 1.5, se obtiene:

$$q_{sg} = \frac{T_s P_f}{P_s Z_f T_f} \left(\frac{\pi D^2}{4} v_t \right) \quad \dots 1.6$$

Sustituyendo los valores considerados para $T_s = 520$ °R , $P_s = 14.7 \text{ lb/ pug.}^2 \text{ abs.}$ y si se multiplica el segun-

do miembro por 86.400, para obtener el valor de q_{sg} en pies^3 por día ($\text{pies}^3/\text{día}$), a condiciones estandar, la ecuación 1.6 queda:

$$q_{sg} = 2.4 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} v_t D^2 \dots 1.7$$

La velocidad de asentamiento v_t , se puede calcular como ya se había visto de la siguiente manera:

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

Sustituyendo el anterior valor en la ec. 1.7 se obtiene:

$$q_{sg} = 4.294 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{\mu_g} D^2 \dots 1.8$$

En donde:

q_{sg} Gasto de gas a través del separador a condiciones estandar.

P_f Presión de operación del separador.

Z_f Factor de compresibilidad del gas a presión y temperatura de operación.

T_f Temperatura de operación del separador.

d_p^2 Diámetro de una gota esférica de líquido.

ρ_p Densidad de las gotas de líquido.

- ρ_g Densidad del gas a condiciones de operación.
 μ_g Viscosidad del gas.
 D^2 Diámetro interior del separador.

Así que q_{sg} es el gasto de gas a condiciones es --
 tandar que puede manejar el separador, sin que partículas
 de diámetro mayor que d_p sean arrastradas por la corrien-
 te de gas. La capacidad de gas manejado por un separador-
 vertical, como puede observarse de la última expresión --
 es independiente de la longitud del mismo.

Capacidad de separación de líquido.

Para calcular la capacidad de manejo de líquido -
 de un separador, ya sea vertical u horizontal, se deben-
 considerar el diámetro del separador, el nivel del lí -
 quido arriba de la salida del aceite, el factor de volu-
 men del aceite a las condiciones de operación del separa-
 dor y del tiempo de retención del líquido.

Para los 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 di-
 seño.

Ahora bien, el volumen disponible para el manejo-
 de líquido en un separador vertical es:

$$V_{Lv} = \frac{\pi D^2}{4} h \quad \dots 1.9$$

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

$$q_{sL} = \frac{V_{Lv}}{B_o t_r} = \frac{\pi D^2 h}{4 B_o t_r} \quad \dots 1.10$$

Donde el valor de q_{sL} se obtiene en pies³/min.; - para obtenerlo en unidades más prácticas hay que multiplicar dicha expresión por 1440/5.615 quedando la ec. -- 1.1.0:

$$q_{sL} = 201.42 \frac{D^2 h}{B_o t_r} \quad \dots 1.11$$

En donde:

- q_{sL} Gasto de líquido a través del separador a condiciones estándar.
- D Diámetro interior del separador.
- h Nivel de líquido en el separador.
- B_o Factor de volumen del aceite a condiciones de operación.
- t_r Tiempo de retención del líquido en el separador.

Por otra parte la Compañía Oil Metering and Processing Equipment Corporation (OMPEC), recomienda los siguientes tiempos mínimos de retención para que sus equipos operen con un alto índice de eficiencia:

Rango de Presión, lb/pug. 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 notablemente alcanzando en algunas ocasiones tiempos de hasta cinco 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 por correlaciones. En cualquier caso, es interesante hacer las siguientes observaciones:

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 segunda etapa, son mayores -- que el volumen contenido en el tanque de almacenamiento.

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

Si se conoce el volumen de aceite en el tanque -- de almacenamiento, se pueden determinar en forma aproximada los volúmenes de aceite que se manejan en cada -- una de las etapas de separación. Estos se obtienen multiplicando el volumen de aceite en el tanque de almacenamiento por el respectivo factor de volumen del aceite en las condiciones de operación de cada etapa.

Sin embargo, deben considerarse los siguientes -- aspectos sobre los valores del factor de volumen del -- aceite de que comúnmente se dispone:

- a. Los factores de volumen del aceite, se obtienen generalmente a partir de análisis -- PVT a la temperatura del yacimiento, la --

cual difiere de las temperaturas de separación.

- b. Los factores de volumen del aceite generalmente se obtienen en laboratorio por un proceso de liberación diferencial, mientras -- que el fenómeno en el separador es más semejante a un proceso de liberación instantánea.
- c. En realidad en el separador, debido a los -- cortos tiempos de retención y a la poca --- agitación de los fluidos, no se alcanzan -- las condiciones de equilibrio entre las fases que sí se pueden establecer en un laboratorio. Debido a esto el aceite en el separador está supersaturado y su factor de volumen es mayor que el que se obtiene a las condiciones de equilibrio. En la Fig. 14 se muestra una gráfica en donde se observa el efecto en el factor de volumen cuando el -- aceite se encuentra supersaturado.
- d. Los factores de volumen para las condiciones de separación, se pueden calcular a --

partir de las constantes de equilibrio, pero en estos cálculos tampoco se consideran las condiciones de supersaturación del aceite.

Un caso especial en la separación ocurre cuando se produce aceite volátil, (concentraciones mayores al 15% de etanos y hexanos; factores de volumen mayores de 2.0 y relaciones gas-aceite superiores a la de 160 m³/m³). En este caso se presenta la condensación de gas a través del sistema de producción, antes de que los fluidos entren en el separador, incrementándose el volumen de líquido por separar. Esto se debe a la disminución de la temperatura de los fluidos y a la similitud entre la composición del aceite y el gas.

Ejemplo de aplicación:

En el siguiente ejemplo se hacían antes que nada, las siguientes consideraciones:

- a. El diámetro de las partículas de líquido -- que separan por gravedad es de 100 micras, o mayores.
- b. El flujo que entra al separador es permanente.

Así como las que se mencionaron al principio de este capítulo.

Calcular la capacidad de manejo de gas de un separador vertical, bajo las siguientes condiciones:

$$D_o = 30 \text{ pg.} \quad \rho_{rg} = 0.65$$

$$P_f = 75 \text{ lb/pug.}^2 \quad \rho_L = 45^\circ \text{API}$$

$$T_f = 60 \text{ }^\circ\text{F} \quad P_s = 14.7 \text{ lb/pug.}^2$$

$$Z_f = 0.983 \quad T_s = 60 \text{ }^\circ\text{F}$$

a. Cálculo de ρ_g a presión y temperatura de operación.

Si, $\rho_{rg} = 0.65$, se sabe que:

$$\rho_g = \frac{\rho_{rg} T_{sc} P_f}{Z_f T_f P_{sc}}$$

En donde, sustituyendo los valores conocidos como las condiciones estándar (presión y temperatura) se obtiene:

$$\rho_g = 2.7028 \frac{\rho_{rg} P_f}{Z_f T_f}$$

Sustituyendo:

$$\rho_g = 2.7028 \frac{(0.65) (75 + 14.7)}{(0.983) (520)}$$

$$\rho_g = 0.3084 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_g = 0.00494 \text{ gr/cm}^3$$

b. Cálculo de μ_g .

Para realizar esta parte hay que utilizar la Correlación de Lee, la cual se puede emplear de la siguiente manera:

$$PM_g = PM_a \times \rho_{rg}$$

En donde:

PM_g Peso molecular del gas.

PM_a Peso molecular del aire, que es igual
a 28.97 lb/mole-lb.

ρ_{rg} Densidad relativa del gas.

Sustituyendo los valores:

$$PM_g = (28.97) (0.65)$$

$$PM_g = 18.83$$

Y así se tiene:

$$X = 3.5 \frac{986}{T_f} + 0.01 (PM_g)$$

$$Y = 2.4 - 0.2 X$$

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

$$\mu_g = 10^{-4} K e^X \rho_g^Y$$

Calculando cada una de ellas se tiene:

$$X = 6.825$$

$$Y = 1.035$$

$$K = 106.673$$

$$\mu_g = 109.7017 \times 10^{-4} \text{ cp.}$$

$$\mu_g = 7.3712 \times 10^{-6} \text{ lbm/pié-seg.}$$

c. Cálculo de q_{sg} .

Teniendo en cuenta que:

$$D_o = 30 \text{ pg.}$$

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

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

$$d_p = 3.2808 \times 10^{-4} \text{ pies}$$

$$\beta_L = 45 \text{ °API}$$

$$\beta_p = 53.03 \text{ lbm/pié}^3$$

Sustituyendo los valores en la ec. 1.8 se obtiene:

$$q_{sg} = 4.294 \times 10^{-6} \frac{89.7}{(.932)(520)} .$$

$$\frac{(3.2808 \times 10^{-4})^2 (53.03 - 0.3084)}{7.3712 \times 10^{-6}} . (2.023)^2$$

$$q_{sg} = 2.8135 \times 10^6 \text{ pies}^3/\text{día a c.s.}$$

Calcular las capacidades de manejo de líquido de un separador vertical con presiones de operación de 125 lb/pug.² y 1800 lb/pug.² Las dimensiones y condiciones son:

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

$$D_o = 30 \text{ pg.}$$

$$h = 4.25 \text{ pies.}$$

$$t_r = 1 \text{ min.}$$

$$B_o = 1.0 \text{ a } 125 \text{ lb/pug.}^2$$

$$B_o = 1.225 \text{ a } 1800 \text{ lb/pug.}^2$$

a. Considerando el primer caso, para la presión de 125 lb/pug.²

Para calcular q_{sL} , se va a utilizar la ec. ---

I.II; sustituyendo los valores:

$$q_{sL} = 201.42 \frac{(2.023)^2 (4.25)}{(1.0) (1)}$$

$$q_{sL} = 3\ 503.4 \text{ brls/día a.c.s.}$$

b. Considerando el segundo caso, para una presión de 1 800 lb/pug.²; aquí hay que tomar en cuenta que t_r va a ser menor de 60 seg.; se tomará de 30 seg.:

Así que queda:

$$q_{sL} = 201.42 \frac{(2.023)^2 (4.25)}{(1.225) (0.5)}$$

$$q_{sL} = 5\ 719.76 \text{ brl/día a c.s.}$$

III.2. Cálculo de la capacidad de tratamiento de separadores horizontales.

Capacidad de gas.

Para poder establecer la ecuación con la que se obtiene la capacidad de manejo de gas de los separadores horizontales, se harán las siguientes consideraciones - que van a depender en forma directa del diseño específico del separador:

- a. Las gotas de líquido caen en ángulo de -- 45°; desde la entrada de los fluidos al - separador, situada en su parte superior,-

a la interfase gas-líquido, tal como se ve en la Fig. 15.

b. El extractor de niebla está situado a una distancia de dos veces la diferencia del 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:

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

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

$$t_{rg} = \frac{\sqrt{2} (D-h)}{v_t} \quad \dots 2.1$$

En donde;

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

$$v_g = \sqrt{2} \cdot v_t \quad \dots 2.2$$

De acuerdo a la ecuación de continuidad;

$$q_f = v_g A_f = \sqrt{2} \cdot v_t A_f \quad \dots 2.3$$

Donde:

$$A_f = \frac{\pi D^2}{4} \left[1 - \frac{\text{ang Cos}(1 - 2h/D)}{180^\circ} \right] + \dots 2.4$$

$$(Dh - h^2)^{1/2} (D/2 - h)$$

Y recordando de la ecuación general de los gases, para condiciones estándar y condiciones de operación del separador;

$$\frac{P_s q_{sg}}{R T_s} = \frac{P_f q_f}{Z_f R T_f} \quad \dots 2.5$$

Despejando de la ec. 2.5 q_{sg} se obtiene:

$$q_{sg} = \frac{T_s P_f}{P_s Z_f T_f} q_f \quad \dots 2.6$$

Sustituyendo el valor de la ec. 2.3 en la ec. 2.6, considerando los valores tales como $T_s = 520 \text{ }^\circ\text{R}$, $P_s = 14.7 \text{ lb/pug.}^2$ y multiplicando el segundo miembro por 86.400, para obtener el valor de q_{sg} en $\text{pies}^3/\text{día}$ a las condiciones estandar:

$$q_{sg} = 4.322 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} v_t A_f \dots 2.7$$

De la ec. 2.7, se puede calcular el valor de v_t -
partiendo de la ecuación:

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

Sustituyendo el valor de v_t en la ec. 2.7; se ob-
tiene:

$$q_{sg} = 7.725 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} \cdot \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu g} A_f \dots 2.8$$

En donde q_{sg} es el gasto de gas a condiciones es-
tandar que puede manejarse en el separador, sin que par-
tículas de diámetro mayor que d_p , sean arrastradas por -
la corriente de gas.

Capacidad de líquido.

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

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

$$V_{Lh} = \left(\frac{\pi D^2}{4} - A_f \right) L \quad \dots 2.9$$

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

$$q_{sL} = \frac{V_{Lh}}{B_o t_h} \quad \dots 2.10$$

Sustituyendo el valor de la ec. 2.9 en la ec. -- 2.10 se obtiene:

$$q_{sL} = \frac{\left(\frac{\pi D^2}{4} - A_f \right) L}{B_o t_r} \quad \dots 2.11$$

En donde:

q_{sL} Gasto de líquido a través del separador a condiciones estandar en pies³/min.

Para obtener q_{sL} en brl/día se deberá multiplicar por el factor 1 440/5.615, quedando la ec. 2.11:

$$q_{sL} = 256.474 \frac{\left(\frac{\pi D^2}{4} - A_f \right) L}{B_o t_r} \quad \dots 2.12$$

En donde:

q_{sL} Gasto de líquido a través del separador
a condiciones estandar.

D Diámetro interior del separador.

A_f Area de flujo a través del separador.

B_o Factor de volumen del aceite a condi --
ciones de operación.

L Longitud del separador.

t_r Tiempo de retención del líquido en el -
separador.

Los tiempos de retención recomendados para los -
separadores horizontales son los mismos que en los ---
verticales.

Enseguida se presenta un ejemplo de aplicación del cálculo de capacidad de separadores horizontales; en estos ejemplos se deben considerar los mismos puntos que se expusieron en el caso de los separadores verticales.

Calcular la capacidad de manejo de gas, de un separador horizontal con las siguientes condiciones:

$$D_o = 30 \text{ pg.} \quad P_s = 14.7 \text{ lb/pg}^2. \text{ abs.}$$

$$D = 2.2023 \text{ pies.} \quad T_s = 60^\circ\text{F}$$

$$P_f = 75 \text{ lb/pug}^2. \quad h = 1.0 \text{ pies.}$$

$$\rho_{rg} = 0.65 \quad Z_f = 0.983$$

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

- a. Calcular ρ_g a condiciones de operación. Los datos son similares al del ejemplo en separadores verticales, así que:

$$\rho_g = 0.3084 \text{ lb/pie}^3$$

- b. Calcular μ_g , sucede lo mismo que en el caso anterior.

$$\mu_g = 7.3712 \times 10^{-6} \text{ lbm/pie-seg.}$$

- c. Calculo de A_f :

Empleando la ec. 2.4 que dice:

$$A_f = \frac{\sqrt{D^2}}{4} \left[1 - \frac{\text{ang Cos} (1 - 2h/D)}{180} \right] + (Dh - h)^{1/2} (D/2 - h)$$

Sustituyendo los valores:

$$A_f = \frac{\pi(2.2023)^2}{4} \left[1 - \frac{\arccos(1 - 2/2.2023)}{180} \right] + (2.2023 - 1)^{1/2}.$$

$$(2.2023/2 - 1)$$

$$A_f = 2.12665 \text{ pies}^2$$

d. Cálculo de q_{sg} . Utilizando la ec. 2.8, y tomando en cuenta:

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

$$\rho_L = 45 \text{ °API} = 53.03 \text{ lbm/pie}^3$$

Y sustituyendo los valores en la ecuación:

$$q_{sg} = 7.725 \times 10^6 \frac{(75 + 14.7)}{(0.983)(520)} \cdot \frac{(3.2808 \times 10^{-4})^2 (53.03 - 0.3084)}{7.3712 \times 10^{-6}}$$

$$\cdot (2.12665)$$

$$q_{sg} = 2.2194 \times 10^6 \text{ pies}^3/\text{día a condiciones estandar.}$$

Calcular las capacidades de manejo de líquido de un separador horizontal a las presiones de operación de 125 - lb/pg² y de 1800 lb/pg², las condiciones y dimensiones del separador son las siguientes:

$$L = 10 \text{ pies.} \quad \text{Bo a } 125 \text{ lb/pg}^2 = 1.0$$

$$D_o = 30 \text{ pg.} \quad \text{Bo a } 1800 \text{ lb/pg}^2 = 1.225$$

$$D = 2.2023 \text{ pies.} \quad t_r = 1 \text{ min.}$$

$$h = 1.0 \text{ pie} \quad t_r = 0.5 \text{ min.}$$

a. Calcular A_f . Las dimensiones y características del separador son las mismas del ejemplo anterior:

$$A_f = 2.12665 \text{ pies}^2$$

- b. Considerando el primer caso para una $P_f = 125 \text{ lb/pg}^2$; sustituyendo los valores en la ec. 2.12 se obtiene:

$$q_{sL} = 256.474 \frac{(\pi(2.2023)^2 - 2.12665) 10}{4 \cdot 1}$$

$$q_{sL} = 4315.5 \text{ brl, a condiciones estandar.}$$

- c. Tomando ahora para $P_f = 1800 \text{ lb/pg}^2$, se tiene:

$$q_{sL} = 256.474 \frac{(\pi(2.2023)^2 - 2.12665) 10}{4 \cdot (1.225) (0.5)}$$

$$q_{sL} = 7045.73 \text{ brl. a condiciones estándar.}$$

Por otra parte, para determinar la capacidad de tratamiento de gas de los separadores de tres fases, se pueden utilizar las mismas ecuaciones que para los separadores de dos fases.

Para determinar la capacidad de manejo de aceite o agua de un separador de tres fases, únicamente se considera el factor de volumen del aceite y el tiempo de retención del aceite y del agua en el separador. Este tiempo está en función del volumen de retención del líquido, el gasto de líquido por manejar, y las densidades relativas del aceite y del agua. Es importante hacer notar que el volumen de retención de líquido en un separador de tres fases, es aquél donde el aceite y el agua permanecen en contacto. Cuando el aceite y

el agua están en el separador, pero en comportamientos diferentes, el volumen ocupado por éstos, no se puede considerar como parte del volumen de retención.

Al diseñar los separadores de tres fases, se considera generalmente que de la capacidad total disponible para la retención de líquidos, la mitad es para el aceite y la otra para el agua. Sin embargo, los diseños son más adecuados cuando los volúmenes de retención son variables. Esto se logra por medio de un controlador de interfase móvil.

C A P I T U L O I V .

PRESION OPTIMA DE SEPARACION - DE UN SISTEMA DE TRES ETAPAS.

En la determinación de las presiones de separación de un sistema en etapas, se puede establecer como objetivo principal la minimización de la potencia de compresión requerida para transportar el gas producido. En general los costos por este concepto, resultan bastante significativos debido a los siguientes factores:

- a. Los volúmenes de gas que se separan en las baterías de recolección son con frecuencia elevados, siendo esto especialmente válido para baterías donde se manejan fluidos producidos de yacimientos de aceite volátil, que se caracterizan por tener altas relaciones gas-aceite.
- b. La presión a que debe llegar el gas a las plantas de tratamiento es del orden de 1000 lb/pg^2 .

Esto es por especificaciones de diseño de las propias plantas.

- c. Por lo general la distancia entre las baterías de recolección y las plantas de tratamiento es considerable. Esto ocasiona que sea necesaria cierta energía adicional para transportar el gas a la planta.

Ahora bien, 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 estandar por volumen de fluidos producidos del yacimiento. Y si esto se relaciona con lo anteriormente explicado, se podrá visualizar la importancia de tener en cada una de las etapas de separación la presión óptima de operación.

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

IV.1. METODO SIMPLIFICADO PARA DETERMINAR LA PRESION OPTIMA DE SEPARACION EN LA SEGUNDA ETAPA DE UN SISTEMA DE TRES ETAPAS.

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. En

el sistema se tiene la presión en la primera etapa (P_1) la cual queda fija generalmente por los requerimientos de presión para poder llevar efecto la transportación del gas a las plantas de tratamiento. La presión en la tercera etapa (P_g), es la presión atmosférica. Entonces la presión que se puede optimizar, es la de la segunda (P_2).

La determinación de la presión óptima de la segunda etapa, se basa en la Correlación de Whinery and Campbell, que consta de ecuaciones, que son:

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

$$P_2 = A (P_1)^{0.686} + C_1 \quad \dots 1.1$$

$$\text{Donde: } C_1 = \frac{A + 0.057}{0.0233} \quad \dots 1.2$$

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

$$P_2 = A (P_1)^{0.765} + C_2 \quad \dots 1.3$$

Donde:

$$C_2 = \frac{A + 0.028}{0.012} \quad \dots 1.4$$

En las ecuaciones 1.1 a 1.4 , A, C_1 , C_2 , son funciones de la composición de los fluidos que entran al sistema y P_1 y P_2 son presiones absolutas en lb/pug².

La constante A se determina mediante la gráfica - que se muestra en la Fig. 16, utilizando 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 1 %, lo cual es un excelente resultado.

Para ejemplificar mejor el método se va a determinar la presión óptima de separación en la segunda etapa en un sistema de tres etapas, con las siguientes condiciones:

Presión de separación en la primera etapa:

$$P_1 = 800 \text{ lb/pug}^2 \text{ abs.}$$

Composición de la Mezcla:		Peso	Frac. M.
Componente:	Fracción Molar:	Molecular	Por peso M:
C_1	0.40	16.01	6.404
C_2	0.10	30.07	3.007
C_3	0.15	44.09	6.613
C_4	0.15	58.12	8.718

C_5	0.10	72.15	7.215
C_6	0.05	86.17	4.309
C_7	0.05	131.00	6.550
	<u>1.00</u>	<u></u>	<u>42.816</u>

De donde:

Densidad relativa de la mezcla:

$$\rho_{rm} = \frac{42.816}{P_{Ma}} = \frac{42.816}{28.97}$$

$$\rho_{rm} = 1.4779$$

Como la densidad relativa de la mezcla es mayor -
que 1 se utiliza la ec. 1.1 :

Y también se tiene que :

$$C_1 + C_2 + C_3 = 40 + 10 + 15 = 65 \%$$

De la gráfica de la Fig. 16

$$A = 0.45$$

Por lo tanto:

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

$$C_1 = 21.76$$

Sustituyendo valores:

$$P_2 = A(P_1)^{0.686} + C_1$$

$$P_2 = 65.89 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs. Que es la presión}$$

óptima en la segunda etapa.

C O N C L U S I O N E S .

- a. Frecuentemente las instalaciones de separación en el campo operan en forma deficiente, lo que ocasiona pérdidas económicas y problemas de operación.
- b. El costo de un sistema de separación es alto, por lo que es necesario realizar un diseño eficiente al más bajo costo y flexible a las variaciones del volúmen de fluidos que se espera manejar.
- c. La eficiencia de un separador depende en gran parte de su capacidad de tratamiento. Cuando el volúmen de fluidos que se va a tratar, es mayor que la capacidad de tratamiento del separador, su eficiencia es baja.
- d. Las capacidades de manejo de fluidos de los separadores que proporcionan las gráficas de las compañías fabricantes, comúnmente difieren en-

tre sí, por lo que es mejor utilizar ecuaciones generalizadas para determinar la capacidad de los separadores.

- e. Aunque el volúmen de gas que se va a manejar, es el que gobierna el tamaño del separador, también debe considerarse el volúmen de líquido, teniendo atención especial en el dato de factor de volúmen del aceite, que se utiliza para calcular el volúmen de líquido a las condiciones de operación del separador.
- f. Los separadores se deben diseñar de la manera más simple posible; pero incluyendo sus partes esenciales que son: la sección de separación primaria la sección de separación secundaria, la sección de extracción de niebla y la sección de almacenamiento de líquido. La facilidad para el mantenimiento y limpieza del separador, depende de la simplicidad de su diseño.
- g. La selección de un equipo de separación debe hacerse considerando: el volúmen y propiedades de los fluidos que se van a manejar, la posible formación de parafinas o hidratos en el equipo, las fluctuaciones en el flujo que en-

tra al separador, la cantidad de material sólido que va suspendido en el flujo y la posible formación de espuma.

- h. Las presiones óptimas de separación en un sistema en etapas, se pueden obtener mediante cálculos empleando las constantes de equilibrio.-- Sin embargo se requiere de una computadora y los resultados no son tan confiables, ya que se supone que existe equilibrio de fases en el separador. En este trabajo se presenta una correlación práctica con la cual se puede obtener la presión óptima de separación en la segunda etapa, en un sistema de tres etapas.

REFERENCIAS.

Gravis, Charles K.
"The Oil and Gas Separator"
World Oil.

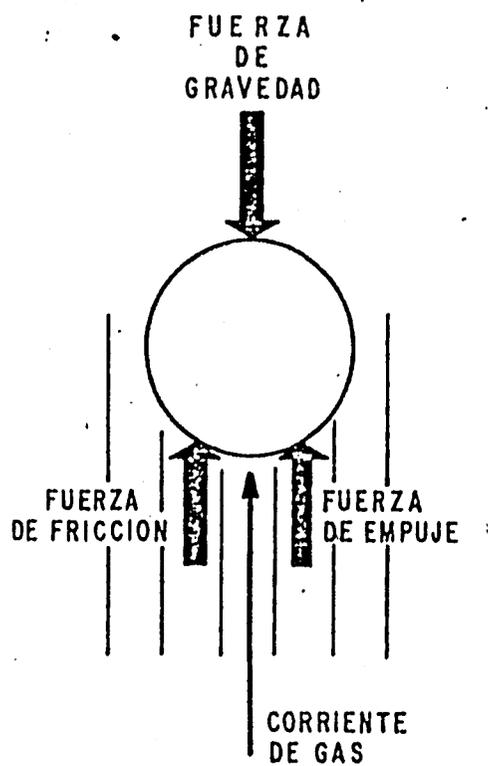
Campbell, J.M.
"Vane Type Impingement Mist Extractors"
The Oil and Gas Journal.

Broussard W.F., Gravis Ch. K.
"Three Phase Separators"
World Oil.

Lee, A.L.
"The Viscosity of Natural Gases"
Trans. AIME, 997.

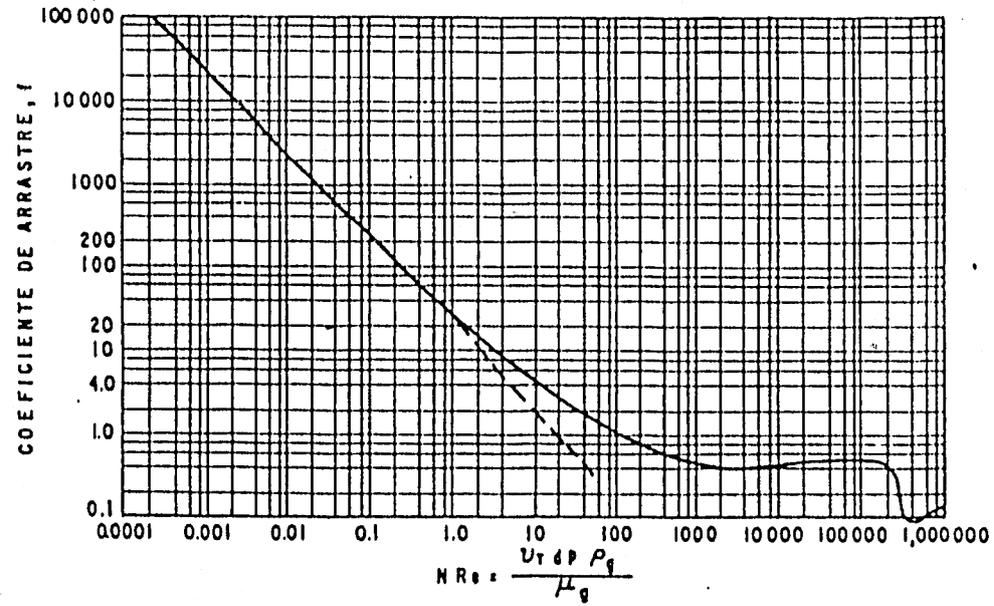
Oil Metering and Processing Equipment Corporation
Catálogo de Equipo
4843 Yale Street, Houston 18, Texas, USA.

Whinery K.F., Campbell J.M.
"A Method for Determining Optimum Second Stage -
Pressure in Three Stage Separation"
Journal of Petroleum Technology.



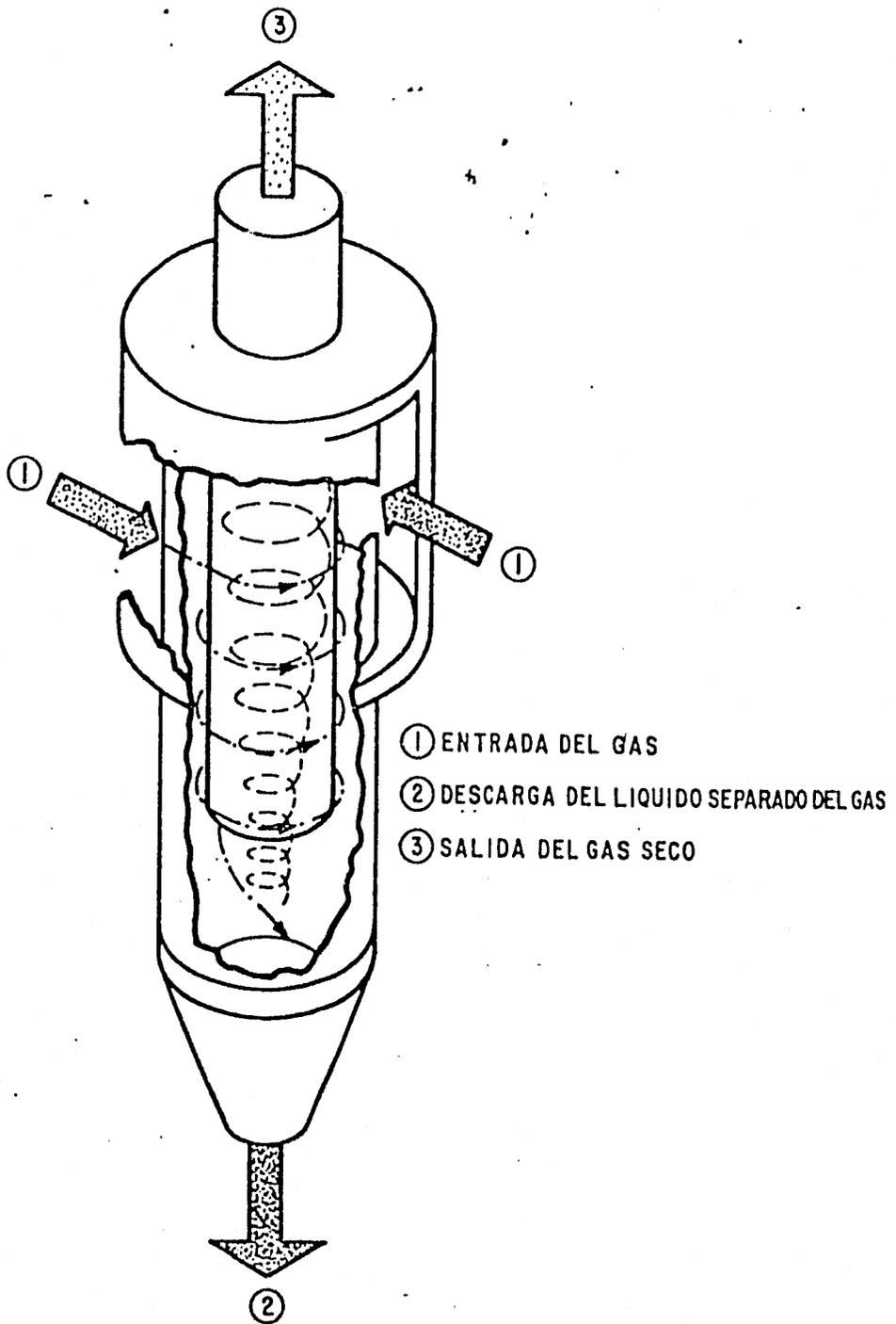
FUERZAS QUE ACTUAN SOBRE UNA GOTTA DE LIQUIDO
QUE CAE CONTRA UNA CORRIENTE DE GAS .

Fig. 1.



GRAFICA PARA DETERMINAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE, f.

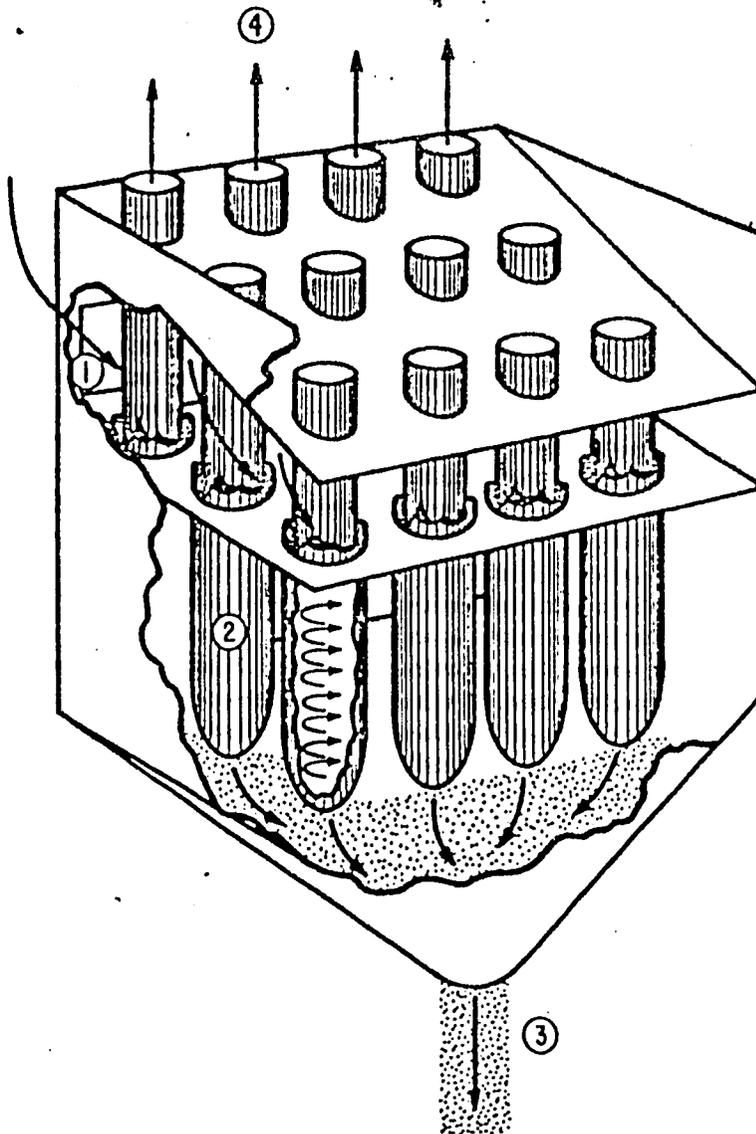
Fig. 2.



ESQUEMA DE UN TUBO CENTRIFUGO DE UN EXTRACTOR DEL TIPO CICLONICO.

Fig. 3.

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



ESQUEMA DE UN EXTRACTOR DE NIEBLA DEL TIPO CICLONICO.

Fig.4.

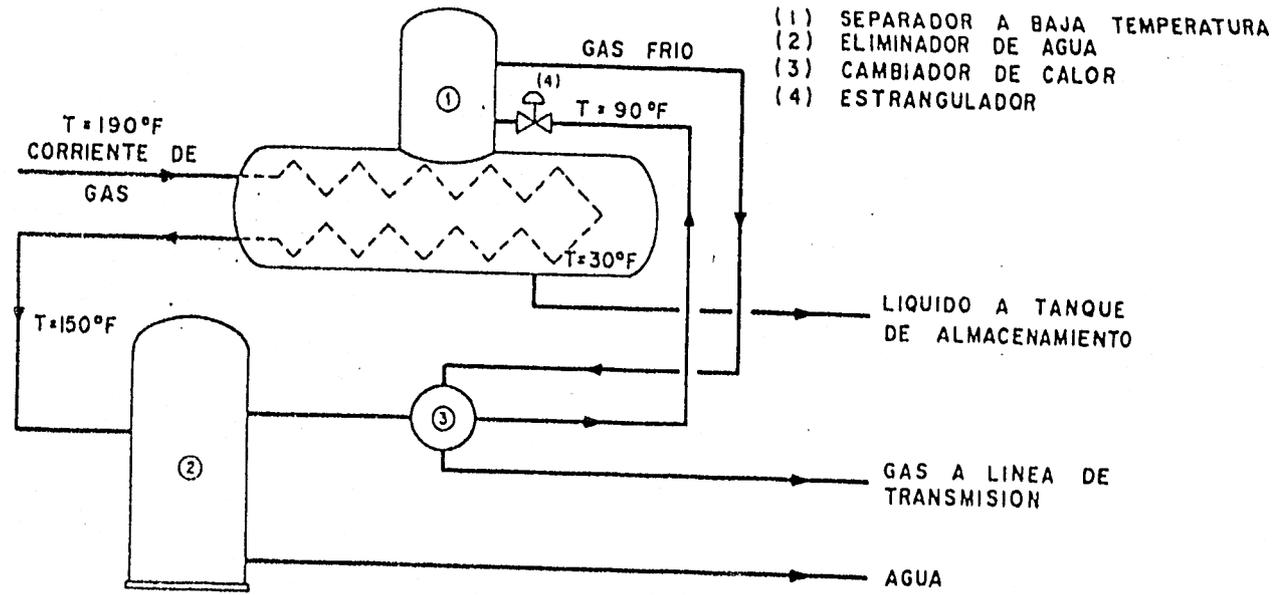


DIAGRAMA DE UN SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA

Fig.5.

- (1) SEPARADOR DE ALTA PRESION
- (2) SEPARADOR DE BAJA PRESION
- (3) SEPARADOR A BAJA TEMPERATURA
- (4) SISTEMA DE ENFRIAMIENTO POR AIRE (SOLOAIRES)
- (5) SEPARADOR A BAJA PRESION

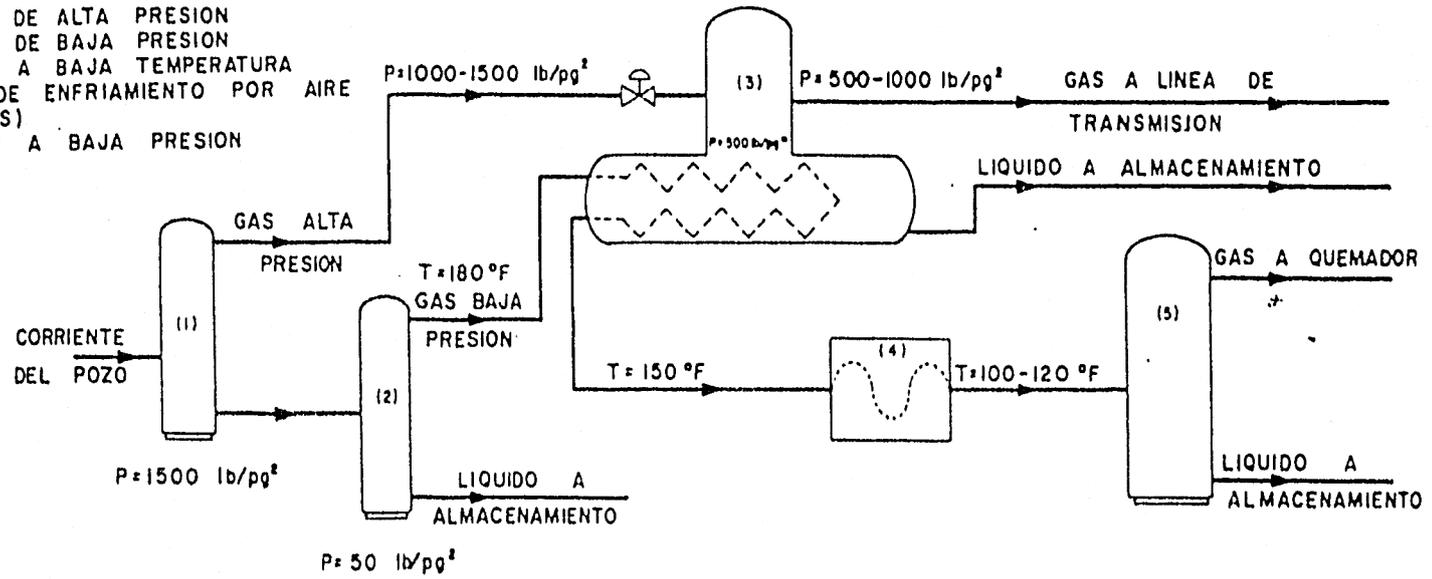
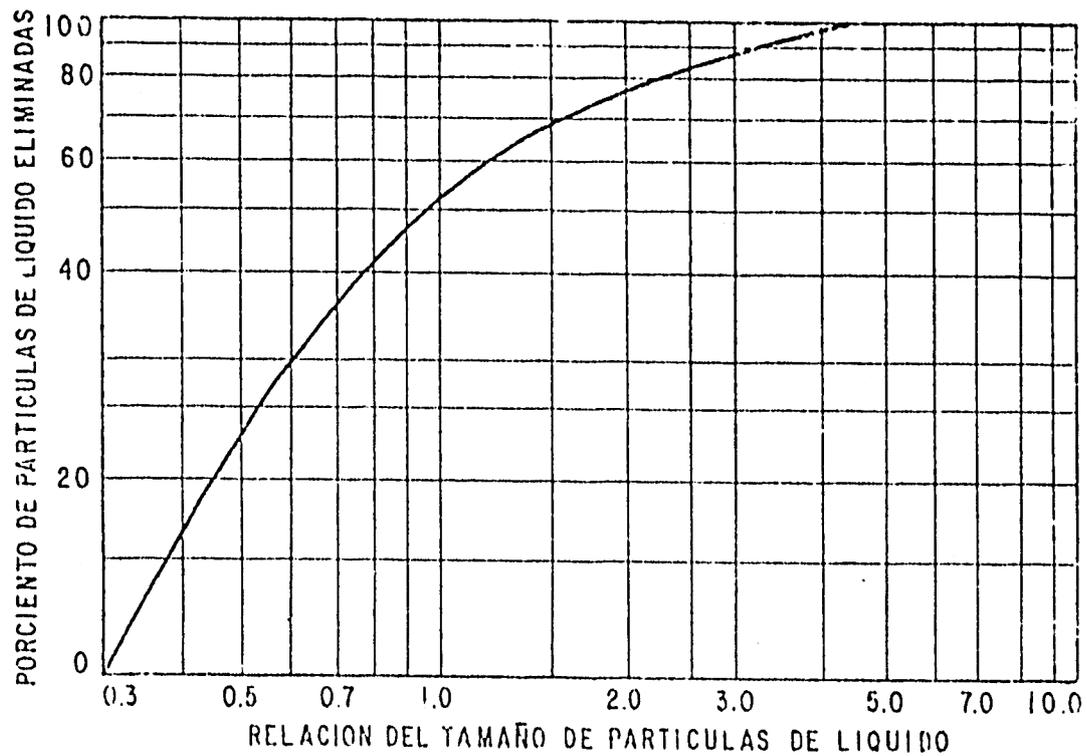


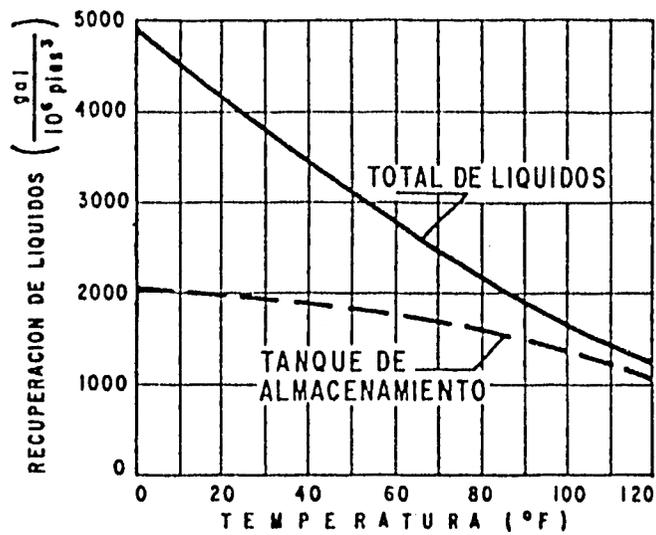
DIAGRAMA PARA RECUPERAR LIQUIDOS DEL GAS DE BAJA PRESION

Fig. 6.



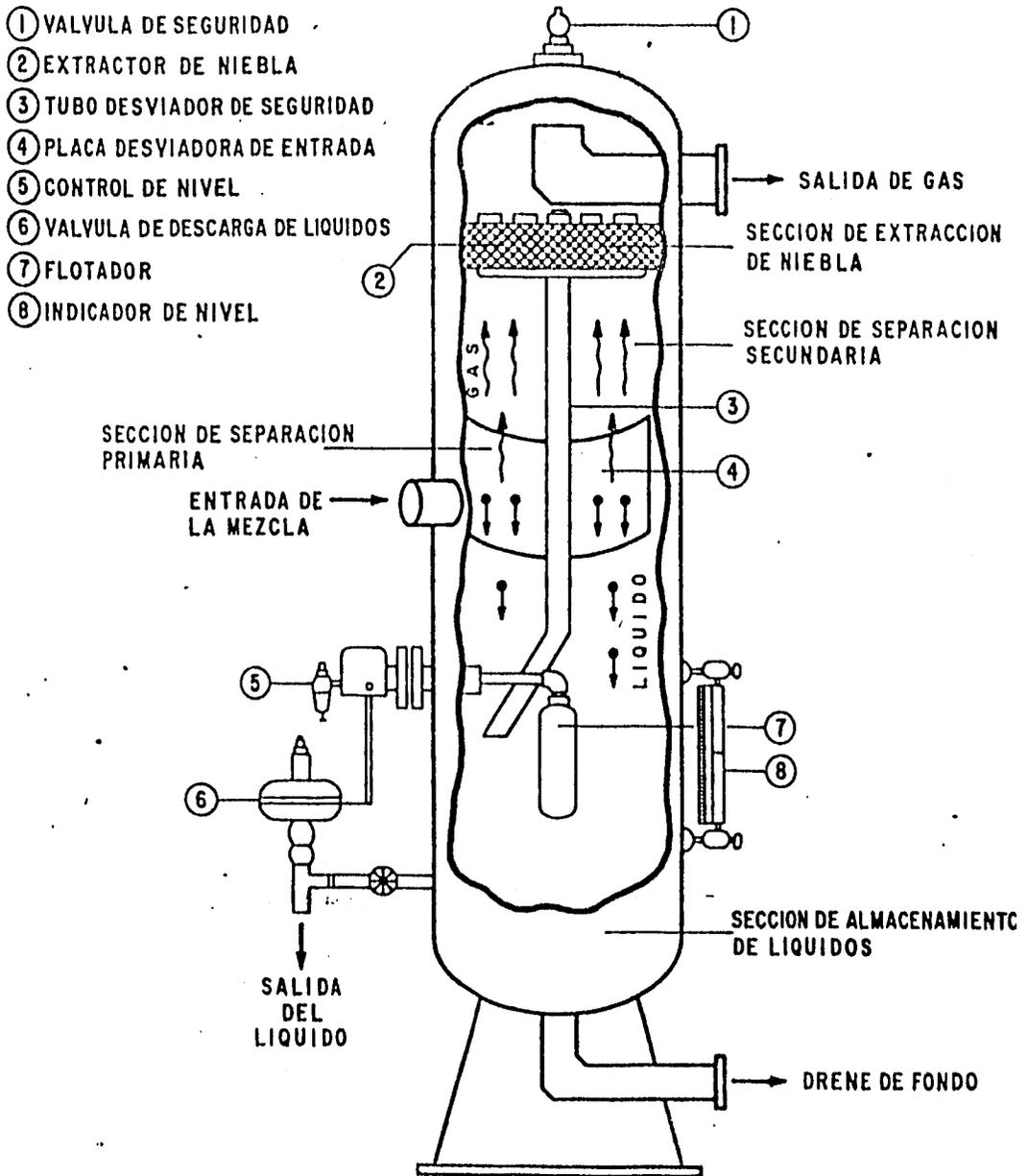
RELACION DEL TAMAÑO DE LAS PARTICULAS DE LIQUIDO
VS PORCIENTO DE PARTICULAS ELIMINADAS.

Fig. 7.



GRAFICA DE TEMPERATURA DE SEPARACION VS RECUPERACION DE LIQUIDOS

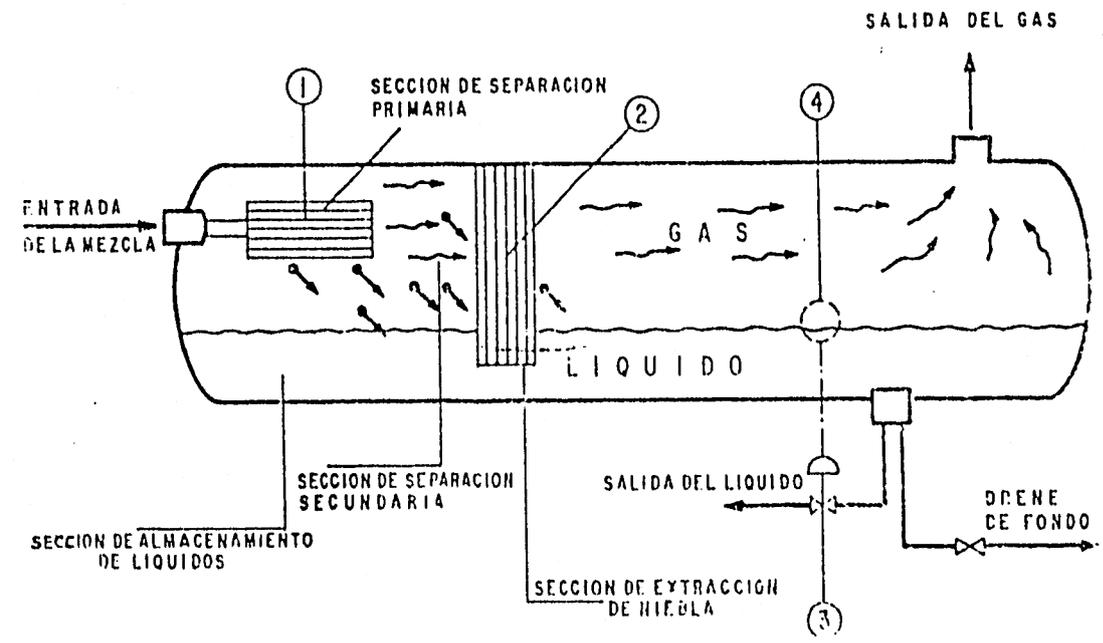
Fig. 8.



ESQUEMA DE UN SEPARADOR VERTICAL.

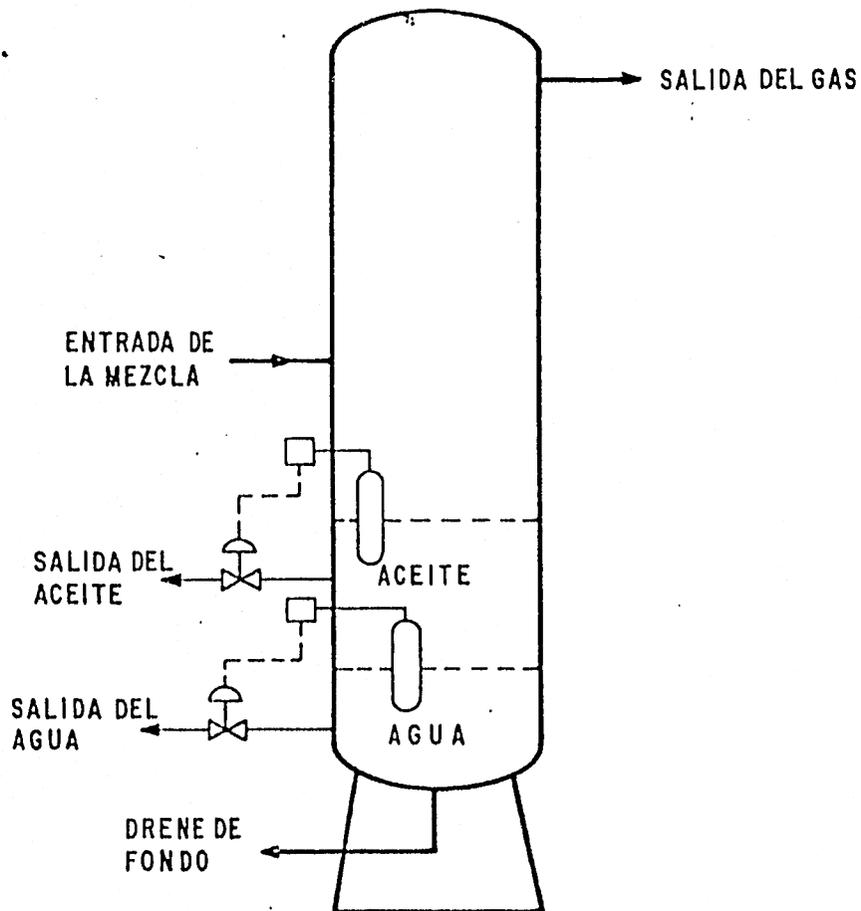
Fig. 9.

- ① PLACA DESVIADORA DE ENTRADA
- ② EXTRACTOR DE NIEBLA
- ③ VALVULA DE DESCARGA DE LIQUIDOS
- ④ FLOTADOR



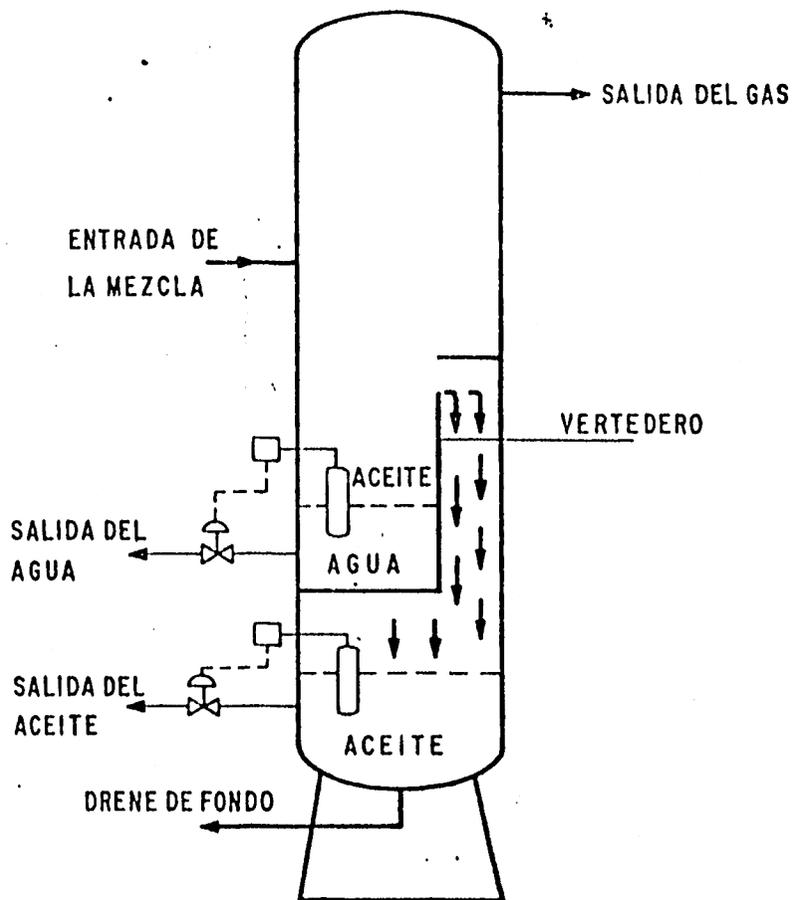
ESQUEMA DE UN SEPARADOR HORIZONTAL.

Fig.10.



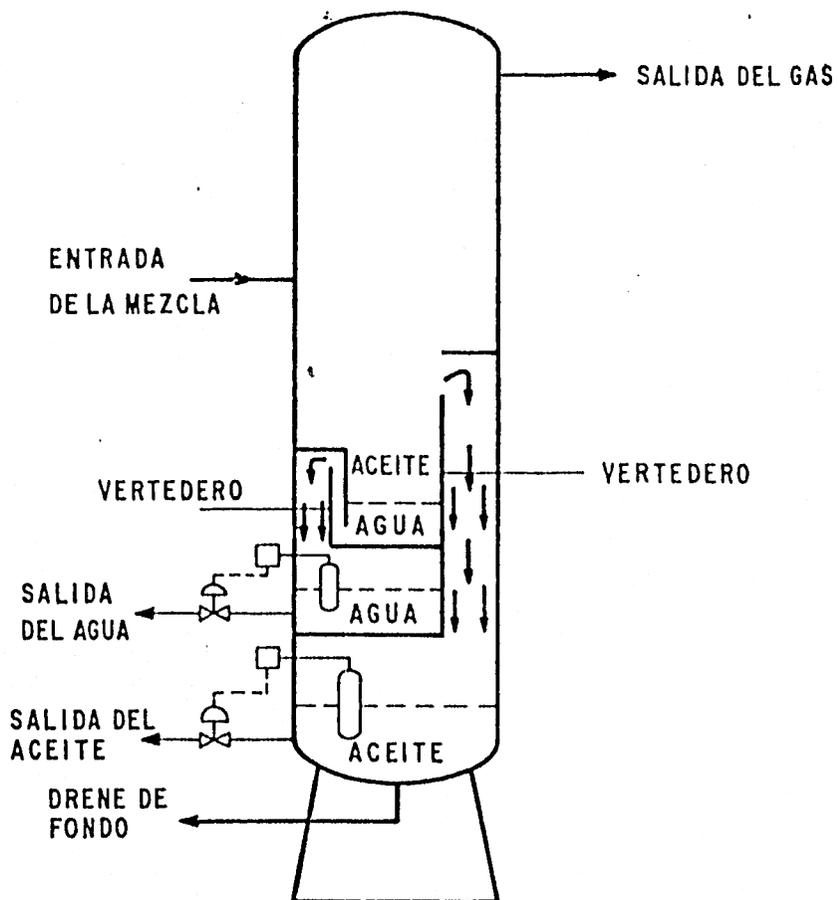
ESQUEMA DE UN SEPARADOR TRIFASICO CON CONTROLADORES DE NIVEL DEL TIPO DE DESPLAZAMIENTO.

Fig.11.



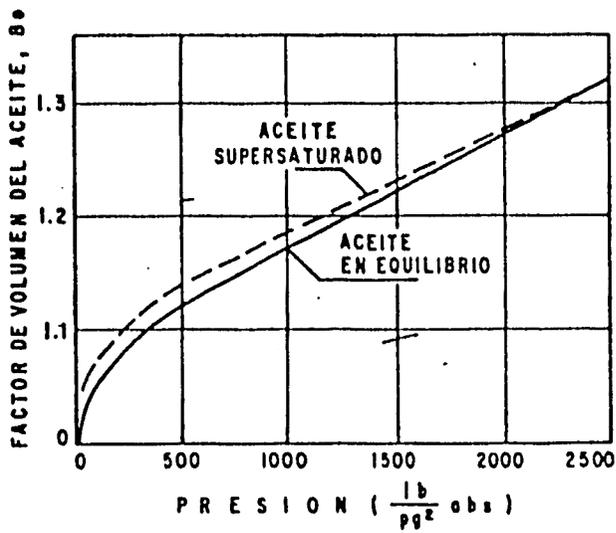
ESQUEMA DE UN SEPARADOR TRIFASICO CON UN VERTEDERO COMO CONTROLADOR DENIVEL TOTAL DE LIQUIDOS Y UNO DE DESPLAZAMIENTO PARA LA INTERFASE AGUA-ACEITE.

Fig.12.



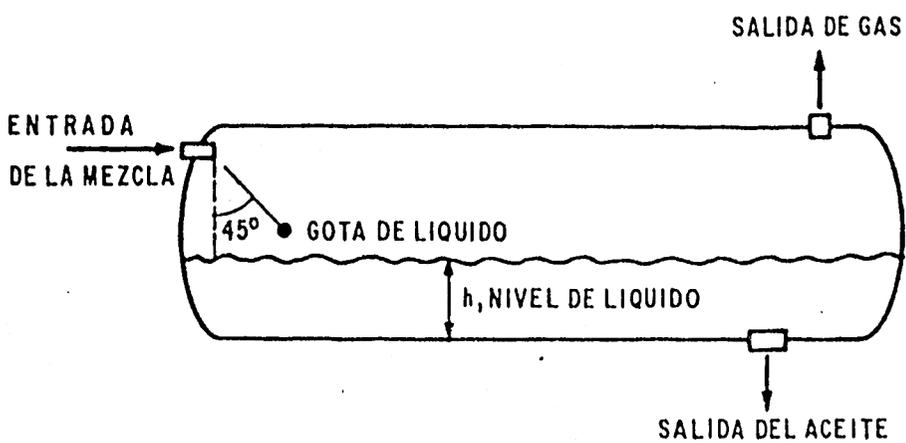
ESQUEMA DE UN SEPARADOR TRIFASICO CON VERTEDEROS COMO CONTROLADORES DE NIVEL.

Fig.13.



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

Fig.14.



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

Fig. 15

