

2ef
12



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

SISTEMAS DE SEPARACION
GAS - LIQUIDO

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO PETROLERO
P R E S E N T A N :
VICTOR HUGO ARANA ORTIZ
ALEJANDRO FEDERICO MEJIA GONZALEZ

Director de Tesis :
M. EN I. JOSE ANGEL GOMEZ CABRERA

MEXICO, D. F.

INVIERNO, 1989

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



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.

PREFACIO.

CAPITULO I INTRODUCCION.

1.1 QUE ES LA SEPARACION DE LOS HIDROCARBUROS ?	1
1.2 POR QUE LA SEPARACION DE HIDROCARBUROS ?	2
1.3 QUE ES UN SEPARADOR ?	3
1.3.1 ETAPA DE SEPARACION.	3
1.3.2 DEPURADOR DE GAS.	5
1.3.3 ELIMINADOR DE LIQUIDO	5
1.4 QUE SUCEDE EN EL INTERIOR DE LA VASIJA ?	5
1.5 ASPECTOS ECONOMICOS DE LA SEPARACION	6

CAPITULO II.- EQUIPO DE SEPARACION.

2.1 CLASIFICACION DE LOS SEPARADORES.	7
2.2 SEPARADORES BIFASICOS.	8
2.2.1 SEPARADOR BIFASICO HORIZONTAL.	8
2.2.2 SEPARADOR BIFASICO VERTICAL.	9
2.2.3 SEPARADOR BIFASICO ESFERICO.	11
2.3 SEPARADORES TRIFASICOS.	11
2.3.1 SEPARADOR TRIFASICO HORIZONTAL.	11
2.3.2 SEPARADOR TRIFASICO VERTICAL.	17
2.4 TRAYECTORIA DE LA CORRIENTE DENTRO DEL SEPARADOR.	18
2.5 TREN DE SEPARACION.	20
2.6 DESCRIPCION DEL EQUIPO DE SEPARACION.	21
2.6.1 SECCION DE SEPARACION PRIMARIA.	22
2.6.2 SECCION DE SEPARACION SECUNDARIA.	24
2.6.3 SECCION DE EXTRACCION DE NIEBLA.	24
2.6.3.1 TIPOS DE EXTRACTORES DE NIEBLA.	25
2.6.3.2 EXTRACTOR DE NIEBLA DEL TIPO DE IMPACTO.	26
2.6.3.3 EXTRACTOR DE NIEBLA TIPO VELETA.	26
2.6.3.4 EXTRACTOR DE NIEBLA DE MALLA DE ALAMBRE ENTRETEJIDO.	27
2.6.3.5 EXTRACTOR DE CANALES ESCALONADOS.	28
2.6.3.6 EXTRACTORES DE NIEBLA TIPO CENTRIFUGO.	29
2.6.3.7 EXTRACTOR DE NIEBLA TIPO CICLONICO.	29
2.6.3.8 PURIFICADOR DE ALTA EFICIENCIA.	33
2.6.4 SECCION DE ALMACENAMIENTO DE LIQUIDO.	33
2.6.5 DISPOSITIVOS REDUCTORES DE TURBULENCIA.	34
2.6.6 CONTROLES UTILIZADOS EN UN SEPARADOR.	35
2.6.6.1 CONTROL DE NIVEL DE LIQUIDO.	35

2.6.6.2 CONTROL DE PRESION DE OPERACION. . . .	37
2.7 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE SEPARADORES BIFASICOS. . . .	38
2.8 SELECCION DE UN SEPARADOR.	38

CAPITULO III.- FUNDAMENTOS DE LA SEPARACION GAS-LIQUIDO. . .

3.1 FUERZAS PARTICIPANTES EN EL PROCESO DE SEPARACION. . . .	41
3.1.1 FUERZA EXTERNA.	41
3.1.2 FUERZA DE FLOTACION.	41
3.1.3 FUERZA DE ROZAMIENTO.	41
3.2 MECANISMOS DE SEPARACION.	42
3.2.1 ASENTAMIENTO POR GRAVEDAD.	42
3.2.1.1 DETERMINACION DE LA VELOCIDAD TERMINAL.	42
3.2.1.2 LEYES DE ASENTAMIENTO POR GRAVEDAD.	45
3.2.2 SEPARACION POR FUERZA CENTRIFUGA.	51
3.2.3 SEPARACION POR IMPACTO.	51

CAPITULO IV.- DIMENSIONAMIENTO DE VASIJAS PARA SEPARAR DOS FASES.

4.1 DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES DE DOS FASES.	52
4.1.1 FACTORES QUE INTERVIENEN EN EL DISEÑO.	52
4.1.2 FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA DE SEPARACION.	53
4.1.2.1 TAMAÑO DE LA PARTICULA DE LIQUIDO.	53
4.1.2.2 DISTRIBUCION DEL TAMAÑO DE LA PARTICULA DE LIQUIDO Y EL VOLUMEN DE LIQUIDO QUE ENTRA AL SEPARADOR.	54
4.1.2.3 VELOCIDAD DEL GAS.	54
4.1.2.4 TIEMPO DE RESIDENCIA.	55
4.1.2.5 PRESION DE SEPARACION.	55
4.1.2.6 TEMPERATURA DE SEPARACION.	55
4.1.2.7 DENSIDAD DEL LIQUIDO Y DEL GAS.	57
4.1.2.8 VISCOSIDAD DEL GAS	58
4.2 CALCULO DE LA CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE LOS SEPARADORES BIFASICOS.	58
4.3 SEPARADOR VERTICAL.	58
4.3.1 CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE GAS.	59
4.3.2 CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE LIQUIDO.	60
4.3.3 LONGITUD TAPA-TAPA	60
4.3.4 RELACION DE ESBELTEZ.	61
4.4 PROCEDIMIENTO PARA DIMENSIONAR SEPARADORES VERTICALES BIFASICOS.	62

4.5	EJEMPLO	62
4.6	SEPARADOR HORIZONTAL.	64
4.6.1	CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE GAS.	64
4.6.2	CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE LIQUIDO.	70
4.6.3	LONGITUD TAPA-TAPA	71
4.6.4	RELACION DE ESBELTEZ.	71
4.7	PROCEDIMIENTO PARA DIMENSIONAR SEPARADORES HORIZONTALES BIFASICOS..	71
4.8	EJEMPLO	72
4.9	ESPESOR DE PARED Y PESO DE LA VASIJA.	74
4.10	FACTOR DE VOLUMEN DEL ACEITE.	78

**CAPITULO V.-DIMENSIONAMIENTO DE VASIJAS PARA SEPARAR
TRES FASES.**

5.1	CALCULO DE LA CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE LOS SEPARADORES TRIFASICOS.	80
5.2	SEPARADOR TRIFASICO VERTICAL.	82
5.2.1	CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE GAS.	82
5.2.2	CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE LIQUIDO.	82
5.2.3	LONGITUD TAPA-TAPA.	84
5.2.4	RELACION DE ESBELTEZ.	85
5.3	PROCEDIMIENTO PARA DIMENSIONAR SEPARADORES VERTICALES TRIFASICOS	85
5.4	EJEMPLO	85
5.5	SEPARADOR HORIZONTAL.	88
5.5.1	CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE GAS.	88
5.5.2	CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE LIQUIDO.	91
5.5.3	LONGITUD TAPA-TAPA.	95
5.5.4	RELACION DE ESBELTEZ.	96
5.6	PROCEDIMIENTO PARA DIMENSIONAR SEPARADORES HORIZONTALES TRIFASICOS	96
5.7	EJEMPLO..	98

CAPITULO VI OPTIMIZACION DE LA PRESION DE SEPARACION.

6.1	OBJETIVOS DE PRODUCCION.	103
6.1.1	MAYOR RECUPERACION DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS. 104	
6.1.1.1	PROCESOS DE LIBERACION DE GAS.	105
6.1.2	MINIMIZAR LOS COSTOS POR COMPRESION.	106
6.1.3	INCREMENTO DE LA EFICIENCIA DE SEPARACION GAS-ACEITE.	107
6.1.4	INCREMENTAR LOS VOLUMENES DE PRODUCCION.. . . .	107

6.1.5	ESTABILIZACION DEL GAS Y ACEITE.	107
6.2	METODOS PARA OBTENER LA PRESION DE SEPARACION OPTIMA.	109
6.2.1	OPTIMIZACION DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS PARA MINIMIZAR REQUERIMIENTOS DE COMPRESION.	110
6.2.2	OPTIMIZACION DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS PARA UNA MAYOR RECUPERACION DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS.	113
6.2.2.1	BALANCE DE MATERIA EN UN PROCESO DE SEPARACION GAS-ACEITE.	115
6.2.2.2	CARACTERIZACION DE UNA MEZCLA DE HIDROCARBUROS.	117
6.2.2.3	PESO MOLECULAR DE LIQUIDO.	117
6.2.2.4	DENSIDAD RELATIVA DE GAS.	119
6.2.2.5	VOLUMEN DE GAS.	119
6.2.2.6	DENSIDAD DE LIQUIDO.	119
6.2.2.7	VOLUMEN DE LIQUIDO.	119
6.2.2.8	DETERMINACION DEL VOLUMEN DE ALIMENTACION EN UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS.	120
6.2.2.9	FACTOR DE VOLUMEN DE ACEITE.	122
6.2.2.10	RELACION GAS-ACEITE.	123
6.3	METODO PARA DETERMINAR LA PRESION DE OPERACION EN UN SISTEMA DE SEPARACION EN TRES ETAPAS.	123
6.4	METODO EMPIRICO PARA DETERMINAR LA PRESION DE SEPARACION EN UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS.	124
6.5	SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA.	126
6.5.1	DESCRIPCION DEL EQUIPO.	129
6.5.1.1	SEPARADOR DE BAJA TEMPERATURA.	129
6.5.1.2	ELIMINADOR DE AGUA.	129
6.5.1.3	CAMBIADOR DE CALOR.	130
6.5.1.4	ESTRANGULADOR.	130
	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	132
	NOMENCLATURA.	135
	REFERENCIAS.	139
	APENDICE A.	142

PREFACIO

El proceso de separación de los hidrocarburos desempeña una función muy importante dentro de la industria petrolera, específicamente dentro de la producción primaria de los hidrocarburos.

Desde hace mucho tiempo se han estado diseñando sistemas de separación, actualmente existen instalaciones que funcionan ineficientemente, porque durante la etapa de diseño no se tomó en cuenta el efecto de factores, tales como : las características de los fluidos, el comportamiento de los yacimientos, los elementos que gobiernan la separación de mezclas gas-líquido etc., así como los principales métodos de diseño, estaban basados en técnicas empíricas. Por lo tanto, se deberán de considerar todos los componentes que integran el sistema de separación y por consiguiente su dimensionamiento para que la instalación funcione adecuadamente.

En el proceso de separación, la vasija de separación y sus componentes son la parte principal de un sistema de separación, en ésta se lleva a cabo en mayor magnitud la separación

gas-líquido.

Esta tesis presenta los conceptos básicos de la separación gas-líquido, con los cuales se apoya el dimensionamiento de vasijas de separación bifásica y trifásica, el método propuesto para dimensionar vasijas bifásicas o trifásicas, tanto horizontales como verticales se basa en los trabajos publicados separadamente por T omas Becerra y Ken Arnold principalmente.

INTRODUCCION

1.1 Qué es la separación de los hidrocarburos ?

Debido a que es menos complicado manejar flujo monofásico que flujo multifásico, a la mezcla de hidrocarburos proveniente de los yacimientos petrolíferos, antes de ser entregada a la planta de refinación o a ventas, son enviados a una central de recolección (batería), para que se efectúe un proceso de separación y se obtengan hidrocarburos líquidos, hidrocarburos gaseosos y en su caso agua, los cuales son comunmente llamados fases

Para poder realizar el proceso de separación, se utiliza un dispositivo llamado separador. El proceso de separación realmente comienza cuando el fluido fluye a través de la formación hacia el fondo del pozo y paulatinamente se incrementa al ascender por la tubería vertical, pasar por la tubería de escurrimiento y equipo superficial. El desprendimiento de la fase gaseosa de la fase líquida recibe el nombre de separación de hidrocarburos y lo causa una caída de presión y un cambio de temperatura.

La separación de hidrocarburos gaseosos del líquido, es decir, hidrocarburos líquidos y agua, que se lleva a cabo antes de que la mezcla entre al separador, es causa de una caída de presión que sufre la mezcla debido a la fricción en las paredes de la tubería vertical, a la elevación y la diferencia de temperatura entre

el fondo y la superficie.

Bajo ciertas condiciones de presión y temperatura, el fluido puede ser completamente separado en líquido y gas, antes que la corriente entre al separador. En tales casos, el separador solo proporcionará un espacio para permitir que el gas y el líquido abandonen la vasija por conductos diferentes, y puede ser considerado simplemente como un espacio en donde la separación final se lleva a cabo debido a la diferencia de densidades entre el gas y el líquido.

1.2 Por qué la separación de hidrocarburos ?

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

a).- En campos de gas y aceite, donde por necesidad y economía el gas se quema, una cantidad considerable de aceite ligero que es arrastrado por el flujo del gas también es quemado, 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 eliminarle 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 reducción en la capacidad de transporte de las líneas.

c).- El flujo de gas frecuentemente arrastra líquido en el proceso, como el glicol, el cual se debe de recuperar ya que tiene un valor considerable.

d).- El proceso de separación proporciona al líquido y gas un grado de estabilización, el aceite estabilizado además de reducir las pérdidas por evaporización, permite incrementar la recuperación de hidrocarburos líquidos producidos y remover el contenido de ácido sulfhídrico H_2S mediante la eliminación de los componentes más ligeros. Un gas estabilizado no formará condensados al ser sometido a los cambios de presión y temperatura durante su transporte.

Además de separar la mezcla de hidrocarburos en aceite, gas y agua, en el proceso se deben de eliminar los sedimentos arrastrados por la corriente.

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 problema de la contaminación al momento de ser descargada al medio ambiente.

1.3 Qué es un separador ?

El término separador de aceite-gas, es designado a una vasija a determinada presión, usada con el propósito de separar los fluidos del pozo en componentes gaseosos y en componentes líquidos, esta vasija deberá estar diseñada para manejar una determinada producción y soportar la presión de la corriente que entra.

Cualquier separador de hidrocarburos deberá de componerse principalmente de las siguientes secciones, figura 1.1 :

- Sección de separación primaria.
- Sección de separación secundaria.
- Sección de almacenamiento de líquido.
- Sección de extracción de niebla.
- Controles para su funcionamiento.

Una vasija de separación puede ser también conocida como: trampa, etapa de separación, depurador de gas, vasija de expansión, cámara de expansión para deshidratar gas, colector de vapor, filtro de gas, eliminador de líquido.

El separador o los separadores se encuentran localizados normalmente dentro de la estación de recolección, y por lo tanto, la mezcla de hidrocarburos a separar deberá viajar desde el pozo hasta el lugar donde se localiza dicha central de recolección. Sin embargo, existen separadores portátiles conocido como rolo, los cuales se pueden instalar a boca de pozo.

1.3.1 Etapa 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 existente en el separador. Posteriormente el gas y el líquido son drenados.

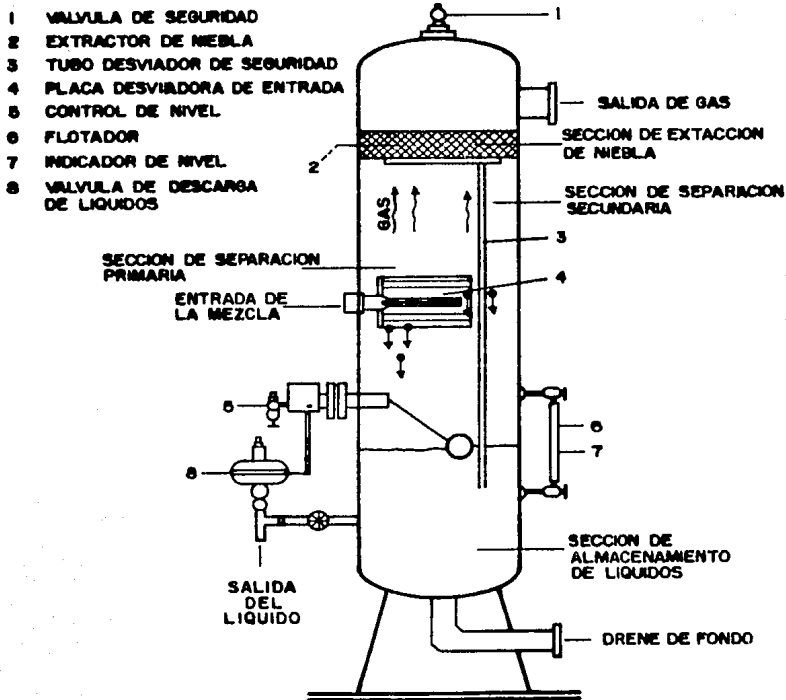


Figura 1.1.- Secciones de un separador gas-aceite.

1.3.2 Depurador de gas.

Son dispositivos que se utilizan para manejar corrientes con muy altas relaciones gas-líquido, (corriente arriba de la salida del gas de un separador convencional). 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 ordinario. Dentro de este tipo específico de separadores están los depuradores de polvo y los filtros, que eliminan además de las gotas pequeñas de líquido, el polvo arrastrado en la corriente de gas. Es muy recomendable instalar depuradores antes de las compresoras, con el fin de protegerlas de los daños que pueden causar las impurezas arrastradas por el gas.

1.3.3 Eliminadores de líquidos.

Estos dispositivos se utilizan para eliminar los líquidos (hidrocarburos y agua) de una corriente de gas a alta presión. Se utilizan generalmente en los sistemas de separación a baja temperatura. Algunos eliminadores sólo separan el agua de la corriente de gas.

1.4 Qué sucede en el interior de la vasija ?

Es importante conocer como se lleva a cabo físicamente el proceso de separación dentro de la vasija. Dentro de los separadores no existe o no se inyecta alguna sustancia que aparte el gas o líquido y lo secuestre del proceso, o dispositivos que detecten el gas o líquido y los drene separadamente. En realidad, lo que sucede en el interior de la vasija, lo cual es provocado por las partes internas del separador, es una caída de presión. La mezcla al entrar está sometida a una presión la cual es ejercida por el gas, esta presión es conocida como presión de vapor. Mientras se mantiene ésta, el líquido no exhibe más tendencia a evaporarse, pero a una presión menor hay una nueva transformación hacia la fase gaseosa. Por lo tanto, la caída de presión provoca que los hidrocarburos ligeros que a condiciones de presión y temperatura de entrada se encontraban en estado líquido, se evaporen; y debido a la diferencia de densidades de los hidrocarburos líquidos y gaseosos, el líquido se deposita en la parte inferior y el gas se dirige hacia la parte superior, incorporándose al gas libre que ya existía de la sección secundaria al extractor de niebla.

1.5 Aspectos económicos de la separación.

El control y la manipulación del proceso de separación contempla objetivos puramente económicos, por lo tanto, el personal encargado de esta tarea, deberá tener los conocimientos básicos para poder controlar y manipular el proceso de separación gas-aceite-agua.

El separador es considerado como la primer etapa de un sistema de separación gas-líquido, un mal diseño del proceso de separación podrá crear consecuencias serias, que traducidas a costos significa mucho dinero.

En el proceso de separación de hidrocarburos se deberá de considerar el factor económico, tanto en el diseño de instalaciones como en su funcionamiento, es decir, se deberá de optimizar el equipo para que funcione a su mayor capacidad al menor costo.

En los siguientes capítulos se presentan los principios básicos que gobiernan la separación gas-líquido-agua, la manera de optimizar la presión de separación, la forma de dimensionar separadores bifásicos y trifásicos y algunos otros aspectos relacionados a la separación de los fluidos producidos. Todos éstos temas combinados proporcionarán diferentes sistemas para poder realizar el proceso de separación gas-líquido.

CAPITULO 2

EQUIPO DE SEPARACION

2.1 Clasificación de los separadores.^{1,2}

Existen dos parámetros importantes que se consideran para llevar a cabo la clasificación de los separadores, estos son :

- Fases de separación.
- Forma y geometría.

Por las fases que separa, se dividen en :

- Separadores de dos fases (bifásicos).
- Separadores de tres fases (trifásicos).

Los separadores de dos fases separan la corriente que reciben en gas y líquido.

Los separadores de tres fases separan la corriente en gas, aceite y agua.

Por su forma y geometría, los separadores se dividen en :

- Separador horizontal.
- Separador vertical.
- Separador esférico.

2.2 Separadores bifásicos.

Los fluidos producidos de un pozo petrolero son mezclas complejas de diferentes componentes de hidrógeno y carbono con diferentes densidades, presiones de vapor y otras características físicas. La corriente fluye desde el yacimiento a temperatura y presión del yacimiento y van disminuyendo paulatinamente cuando avanzan a la superficie. El gas se desprende del líquido y la corriente de hidrocarburos cambia sus características. La corriente de gas arrastra partículas de líquido y el líquido viaja con burbujas de gas. La separación física de estas fases es una de las operaciones básicas en la producción, procesamiento y tratamiento de aceite y gas.

En separadores bifásicos, el gas separado es descargado por la parte superior y el aceite es drenado por la parte inferior. Pueden ser diseñados en forma vertical, horizontal y esférica.

2.2.1 Separador bifásico horizontal.

En el separador bifásico horizontal, figura 2.1; la corriente entra al separador e inmediatamente se le induce un cambio brusco en la dirección de su trayectoria. La mayor parte de la separación de líquido y gas se lleva a cabo en esta sección. La fuerza de gravedad causa la precipitación de las partículas de líquido hacia la sección de almacenamiento de líquido. El líquido debe de permanecer un determinado tiempo en la sección de almacenamiento de líquido para permitir que alcance cierto equilibrio y pueda el gas desprenderse del líquido. También debe de proveer un volumen necesario para manejar baches de líquido no esperados, esto sucede cuando se recibe producción de algún pozo funcionando con bombeo neumático intermitente.

El líquido abandona la vasija de separación a través de la válvula de descarga localizada en la parte inferior de la vasija. La válvula de descarga es accionada por un flotador que gobierna el nivel de líquido.

El gas fluye sobre el dispositivo desviador y horizontalmente se dirige hacia la sección de recuperación secundaria.

Algunas partículas son tan pequeñas que no son separadas de la corriente de gas en la sección de separación secundaria. Antes de que el gas abandone la vasija, la corriente de gas pasa a través de un extractor de niebla y realiza una separación final.

La presión en el separador es manipulada por un controlador de presión. El controlador de presión es sensible a cambios de

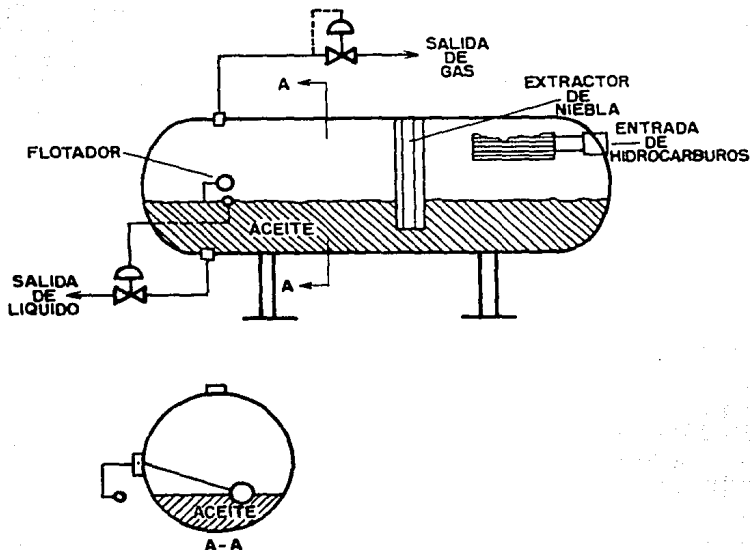


Figura 2.1.- Separador bifásico horizontal.

presión en el separador y envía una señal para abrir o cerrar la válvula de control de presión. Controlando el gasto de gas que abandona la vasija, la presión en la vasija es mantenida.

Normalmente los separadores horizontales trabajan con un nivel de aceite del 50 % para maximizar el área de la interface gas-aceite.

2.2.2 Separador bifásico vertical.

En la figura 2.2 se muestra un separador bifásico vertical. En esta configuración la entrada de la mezcla de hidrocarburos es a través de un costado de la vasija. El líquido se deposita en la sección de almacenamiento de líquido. El líquido es drenado por una

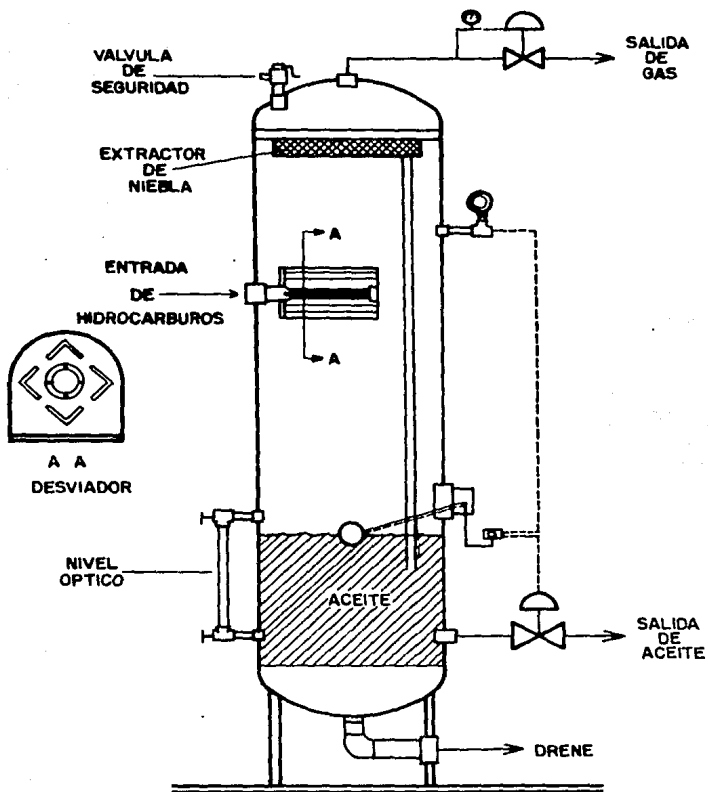


Figura 2.2 .- Separador birásico vertical.

válvula que se localiza en la parte inferior. Cuando el líquido alcanza el equilibrio, las burbujas de gas fluyen en contra del flujo del líquido hacia la parte superior de la vasija. El controlador del nivel de aceite opera la válvula de descarga del aceite.

El gas fluye sobre el dispositivo desviador hacia el extractor de niebla, en la parte superior de la vasija. En la sección de separación secundaria las gotas de líquido se depositan verticalmente. El gas se dirige hacia la sección de extracción de niebla, antes de abandonar la vasija. La presión de la vasija es controlada igual que en el separador horizontal.

2.2.3 Separador bifásico esférico.

Las mismas secciones que tienen los separadores vertical y horizontal las tiene un separador esférico, figura 2.3. Debido a que poseen un limitado volumen para tratamiento de líquido y su fabricación es limitada, el separador esférico generalmente no se utiliza en la producción primaria, por esta razón no se discutirá más sobre separador esférico.

2.3 Separadores trifásicos^{1,2}

Los separadores para tres fases gas, aceite y agua, comunmente son llamados eliminadores de agua libre, son utilizados para separar y remover cualquier cantidad de agua libre que pueda estar presente. Los separadores trifásicos son diseñados ya sea con vasija horizontal o vertical.

2.3.1 Separador trifásico horizontal.

La figura 2.4 muestra un separador trifásico horizontal. El fluido entra al separador y choca con el desviador de flujo. Este cambio repentino en su movimiento, provoca la mayor parte de la separación de líquido y gas. En la mayoría de los diseños, el desviador de flujo provoca un movimiento hacia abajo que dirige el flujo de líquido hacia la interfase gas-aceite y hacia la vecindad de la interfase agua-aceite. La sección de recolección del líquido de la vasija deberá proporcionar suficiente tiempo de retención para que el aceite y la emulsión formen una capa de aceite y el agua libre se deposita en el fondo. La figura 2.5 ilustra un típico separador horizontal con una interfase controlada y un vertedor. El vertedor mantiene el nivel de aceite y el control de

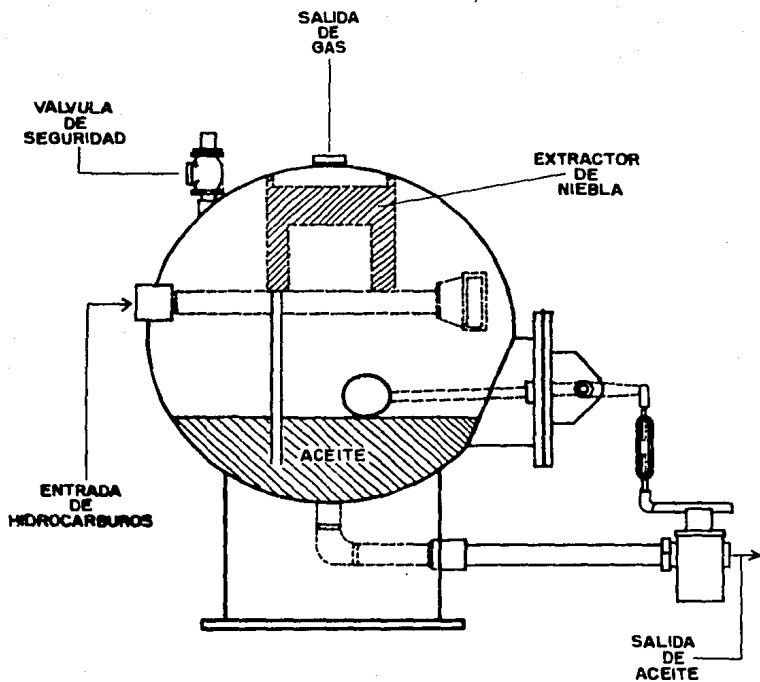


Figura 2.3 .- Separador bifásico estático.

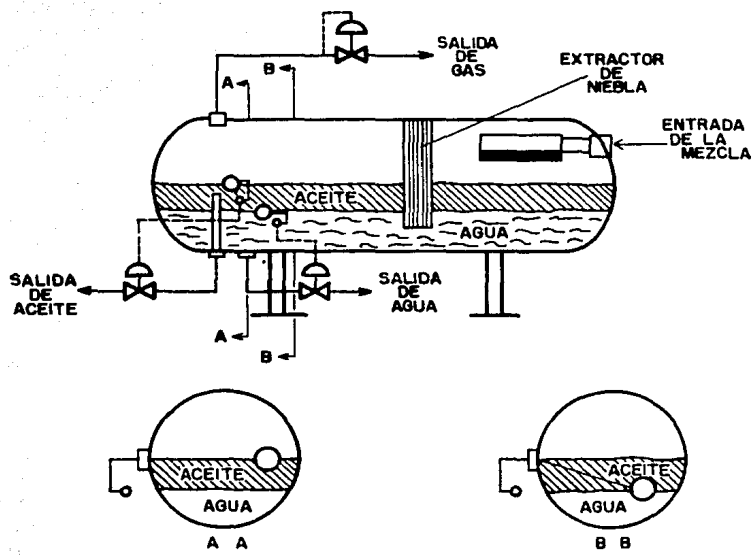


Figura 2.4 .- Separador trifásico horizontal

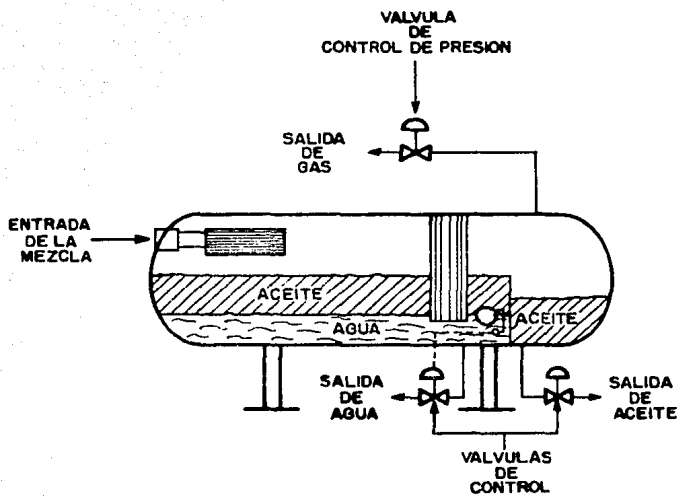


Figura 2.5.- Separador trifásico con vertedero y control.

nivel mantiene el nivel de agua. El aceite se desliza sobre el vertedor. El nivel del aceite corriente abajo del vertedor es controlado por un control de nivel que opera la válvula de descarga de aceite.

El controlador de nivel es sensible a la altura de la interfase aceite-agua. El controlador envía una señal a la válvula de descarga de agua, de esta manera, admite la cantidad necesaria de agua para el nivel de la vasija; así que la interfase agua-aceite es mantenida a la altura del diseño.

El gas fluye horizontalmente y sale a través de un extractor de niebla hacia la válvula de control de presión, la cual mantiene constante la presión en el separador, figura 2.5. El nivel de la interfase agua-aceite puede ser variable, dependiendo del objetivo de producción. En la mayoría de los diseños el nivel es establecido al 50% del diámetro, en el dimensionamiento de un separador trifásico horizontal no se considera esta sugerencia.

La figura 2.6 muestra otra configuración conocida como diseño con depósito y vertedero. Este diseño elimina la necesidad de un controlador de nivel para la interfase aceite-agua. El agua y aceite fluye sobre vertederos donde los niveles están acompañados por simples flotadores. El aceite se derrama por su vertedero hasta el dispositivo de aceite, donde es gobernado por un control de nivel que opera la válvula de descarga de aceite.

El agua fluye bajo el dispositivo de aceite y en seguida sobre su vertedero. El nivel corriente abajo de este vertedero es gobernado por un control de nivel que acciona la válvula de descarga de agua.

La altura del vertedor de aceite controla el nivel de líquido en la vasija. La diferencia en alturas entre el vertedor de aceite y el vertedor de agua determinan el espesor de la capa de aceite que se forma debido a la diferencia de densidades. Si el vertedor de agua está demasiado bajo y la diferencia en densidades no es tan grande como la que se anticipó, podrá entonces crecer el espesor de la capa de aceite hasta el punto en el cual, el aceite tendrá que pasar por debajo del depósito de aceite y salir con el agua. Generalmente, cualquier vertedor de aceite o agua podrá ser diseñado para ajustarse, de tal manera, que se puedan prever cambios en la densidad del aceite y/o agua y en los gastos.

Para obtener la altura de la capa de aceite deseada, el vertedor de agua deberá ser colocado abajo del vertedor de aceite como se muestra en la figura 2.7 :

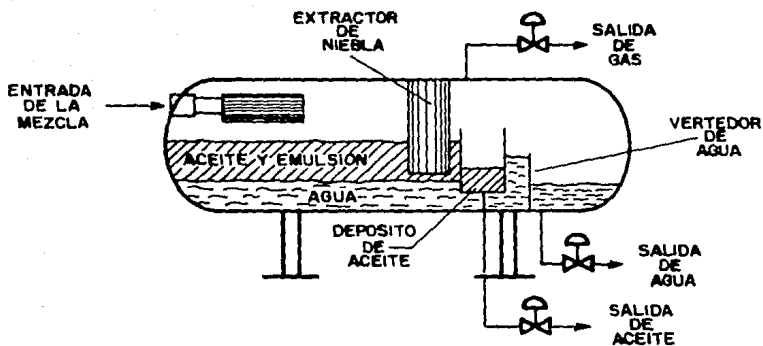


Figura 2.6 .- Separador trifásico horizontal con depósito y vertedero.

$$P_A = \rho_o h_o + \rho_v h_v^* \quad (2.1)$$

Por otro lado :

$$P_A = \rho_v h' v \quad (2.2)$$

Igualando las ecs. 2.1 y 2.2 :

$$\rho_o h_o + \rho_v h_v = \rho_v h' v \quad (2.3)$$

Resolviendo para h_v :

$$h_v = \frac{\rho_v h' v + \rho_o h_o}{\rho_v}$$

$$h_v = h' v - \frac{\rho_o}{\rho_v} h_o \quad (2.5)$$

Si

$$\Delta h = h_o + h_v - h' v \quad (2.6)$$

$$\Delta h = h_o - \frac{\rho_o}{\rho_v} h_o \quad (2.7)$$

$$\Delta h = h_o \left[1 - \frac{\rho_o}{\rho_v} \right] \quad (2.8)$$

La interfase de control tiene la ventaja que puede ser fácilmente ajustada para manejar cambios inesperados en la densidad de los líquidos o cambios en el gasto. Sin embargo, en aplicaciones en aceites pesados, grandes cantidades de emulsión o por presencia de parafinas se puede dificultar la colocación del nivel de la interfase, en tales casos se recomienda una vasija con depósito y vertedero como control.

2.3.2 Separador trifásico vertical.

En la figura 2.8, se muestra una configuración típica de un separador trifásico vertical. La corriente a separar entra por un costado. El desviador de flujo separa gran cantidad de gas.

* Ver nomenclatura y unidades al final

Las gotas de agua fluyen en contra de la corriente de aceite. Similarmente, el agua fluye hacia abajo y las gotas de aceite atrapadas en la fase de agua tienden a elevarse en contracorriente del flujo de agua.

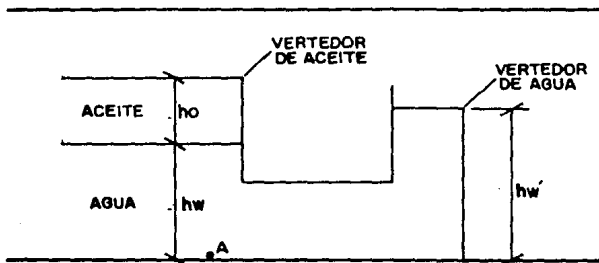


Figura 2.7 .- Colocación del vertedor de agua.

Algunas veces el fondo cónico de un separador es utilizado, éste es un diseño que puede ser usado si se prevé una producción de arena para que sea mejorado el problema, el cono tiene un ángulo con la horizontal de 45° a 60° . La producción de arena puede tener una tendencia para adherirse en un cono de 45° .

2.4 Trayectoria de la corriente dentro del separador.

Resumiendo, la trayectoria que sigue una corriente de hidrocarburos en el interior de un separador independientemente de su configuración es la siguiente, figura 2.9 :

- 1.- La mezcla entra al separador a través de un dispositivo desviador (sección de separación primaria).
- 2.- El gas se dirige a la sección de separación secundaria (asentamiento por gravedad), posteriormente pasa por un extractor de niebla (sección de extracción de niebla), para su salida.
- 3.- El líquido separado en la sección de separación primaria se deposita en la sección de almacenamiento de líquido,

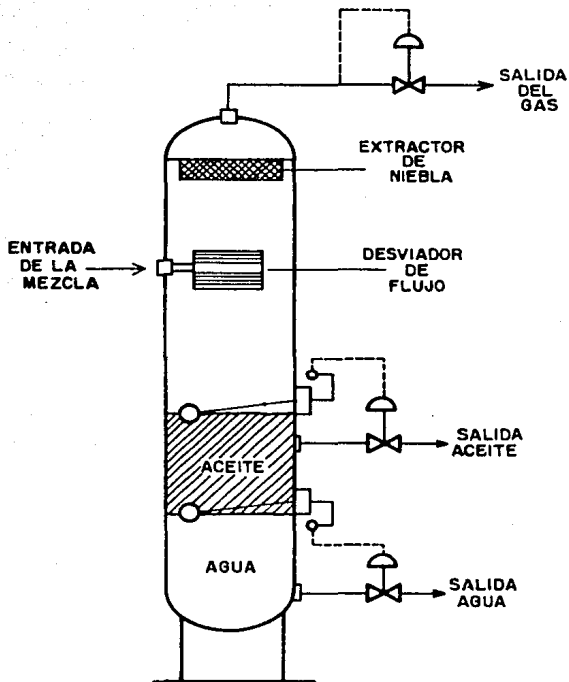


Figura 2.8 .- Separador trifásico vertical.

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

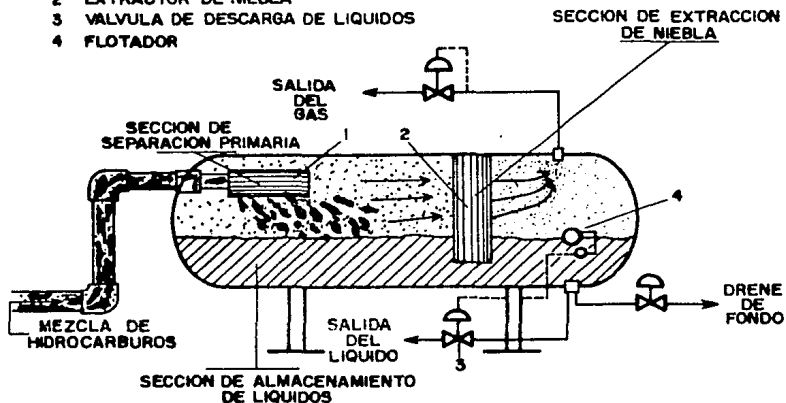


Figura 2.9 .- Trayectoria de la corriente.

de donde es descargado para otra etapa de separación o para almacenamiento.

En el caso que de separación agua-aceite-gas, el agua es drenada para tratamiento posterior.

Posteriormente se describirá en detalle cada una de estas secciones, su función y los dispositivos que las conforman.

2.5 Tren de separación. ²

El concepto tren de separación se define como el proceso en donde la corriente de hidrocarburos es conducida a través de una serie de etapas de separación, las cuales trabajan a presiones sucesivamente más bajas. El número de etapas de separación depende de la presión de llegada de la corriente al primer separador; Arnold² propone la siguiente regla:

Presión de separación.	Número de etapas.
(lb/pg ²) 25-125	1
125-300	1-2
300-500	2
500-700	3

Normalmente, cuando se tienen tres etapas de separación, a la primer etapa se le denomina etapa de alta presión, la segunda de intermedia y la tercer etapa es la separación a baja presión, figura 2.10.

Así, dependiendo de la presión de llegada de los fluidos producidos, la línea de llegada se conecta a la etapa correspondiente.

2.6 Descripción del equipo de separación.

En esencia las partes y/o secciones que integran a un separador son las mismas, independientemente de la configuración y de las fases a separar; debido a esto, se explicará en una forma común los componentes que conforman un separador.

Un separador completo debe tener las partes siguientes :

- a) Sección de separación primaria
- b) Sección de separación secundaria.
- c) Sección de extracción de niebla
- d) Sección de almacenamiento de líquido.
- e) Dispositivos para reducir la turbulencia y se realice un asentamiento apropiado.
- f) Controles apropiados para que la instalación funcione adecuadamente.

Cada sección contribuye de alguna manera para realizar de una forma completa el proceso de separación gas-líquido. Las partes

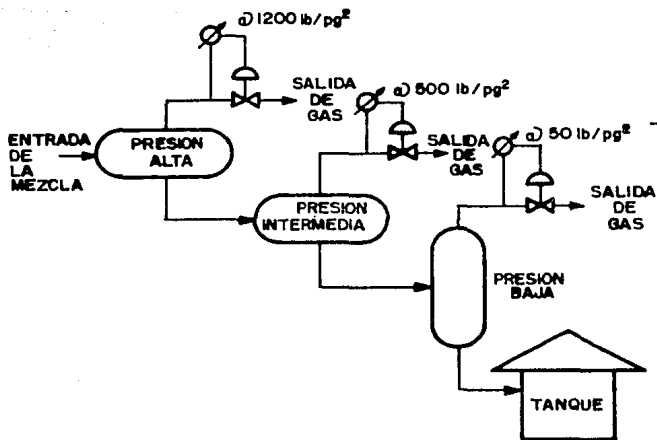


Figura 2.10 .- Tren de separación.

de que consta cada una de las secciones anteriores y la función que desempeñan se explican a continuación.

2.6.1 Sección de separación primaria.

La contribución de esta sección para crear la separación del líquido y gas, es la realización de un cambio en la dirección del flujo, induciendo, por lo tanto, una fuerza centrífuga. Esto es logrado con una entrada tangencial de la corriente al separador o bien, instalando una placa desviadora a la entrada. Con cualquiera de las dos formas se provoca una fuerza centrífuga a la corriente, lo que separa grandes volúmenes de líquido. La acción de la gravedad causa que el líquido se deposite en la sección de almacenamiento de líquido. El gas fluye sobre el dispositivo desviador hasta la sección de recuperación secundaria.

La eficiencia de esta sección es muy importante, debido que es aquí en donde se lleva a cabo la mayor separación de gas y líquido.

En la figura 2.11, se muestran dos tipos básicos de desviadores de flujo. La placa desviadora, puede ser un plato esférico, plato plano, o cualquier cosa que provoque un cambio súbito en la velocidad y dirección de los fluidos. La ventaja de usar el plato esférico, es que causa menos turbulencia que el plato plano, reduciendo los problemas de arrastre de gas y de emulsiones.

El otro dispositivo mostrado, es una entrada de tipo ciclónica que usa la fuerza centrífuga, la cual es ligeramente mejor que la agitación mecánica para separar aceite y gas. Esta entrada puede usar las paredes del separador para proporcionar una carrera tangencial a la corriente, logrando que sea separado el líquido del gas, depositándose posteriormente el líquido.

El diseño del desviador depende principalmente de la fuerza que provoca el impacto de la corriente con éste.

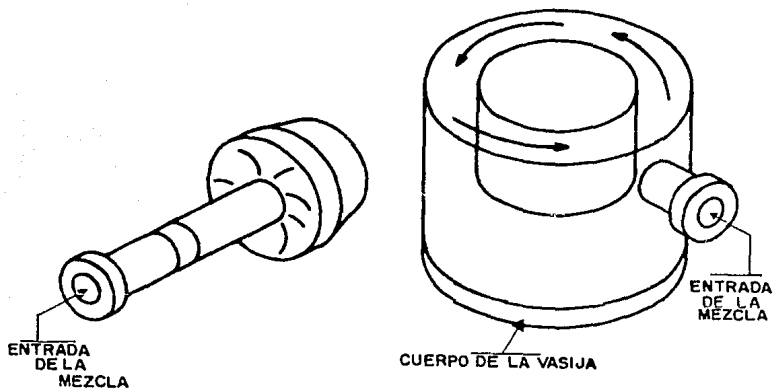


Figura 2.11 .- Desviadores de flujo.

2.6.2 Sección de separación secundaria.

También llamada sección de asentamiento por gravedad. En esta sección se separa la máxima cantidad de gotas de líquido de la corriente de gas que proviene de la sección de separación primaria. Esta sección permite el cese de la turbulencia y deja que las gotas de líquido caigan a la sección de almacenamiento de líquido, debido a la diferencia de densidad entre el líquido y el gas. Para esto, el separador debe tener el espacio suficiente.

Si el flujo es vertical ascendente, como en el caso de los separadores verticales, las partículas de líquido 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 arrastre se balancea con la fuerza de gravedad. Después de este momento, las partículas continúan depositándose a una velocidad constante, conocida como velocidad de asentamiento, velocidad terminal o velocidad inicial. Esta velocidad es calculada de alguna forma 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 y partículas de diámetro menor las arrastre.

En algunos diseños se utilizan veletas o aspas alineadas para reducir aún más la turbulencia, sirviendo al mismo tiempo como superficie 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 arrastradas por la corriente de gas y de la magnitud de la turbulencia.

2.6.3 Sección de extracción de niebla.

En esta sección se separan del flujo de gas, las gotas pequeñas del líquido que no se lograron eliminar en las secciones primaria y secundaria del separador. En esta sección se utilizan los efectos de choque y fuerza centrífuga como mecanismo de separación. Mediante estos mecanismos se logra que las pequeñas gotas de líquido se coleccionen 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 líquido.

Es muy importante extraerle a la corriente de gas la mayor cantidad de gotas de líquido que arrastra, puesto que, si la corriente de gas arrastra una considerable cantidad de líquidos, puede provocar un daño o un mal funcionamiento del equipo

encargado de manejar el gas corriente abajo.

Para llevar a cabo la extracción de las gotas de líquido de la corriente de gas, se utilizan los dispositivos llamados extractores de niebla. La figura 2.12 muestra los diámetros de partículas que separan varios tipos de extractores de niebla.

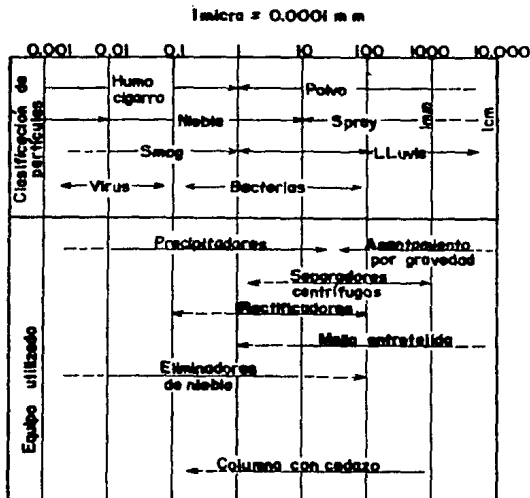


Figura 2.12 .- Equipo utilizado para diferentes tamaños de partícula.

2.6.3.1 Tipos de extractores de niebla.⁴

Los principios mecánicos bajo los cuales operan los extractores de niebla son el asentamiento, la fuerza centrífuga y el impacto.

Los extractores de niebla más empleados son los de tipo

de impacto y centrífugos.

2.6.3.2 Extractores de niebla del tipo de impacto.

2.6.3.3 Extractor de niebla tipo veleta

Consiste de placas metálicas paralelas formando un laberinto. Cada una de estas placas cuenta con varias bolsas para retener el líquido, figura 2.13.

Cuando el gas pasa a través del extractor existe un impacto, cambia de dirección varias veces y de velocidad, provocando que las gotas de líquido se muevan hacia el exterior, donde son retenidas por 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 gal/MM pie³ 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 se incrementan las caídas 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, los cuales son arrastrados 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 adicionando un agente antiespumante de alta densidad al glicol.

Cuando el separador cuenta con un tubo de drene de líquido, que va desde el extractor a la sección de almacenamiento, se debe de 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.

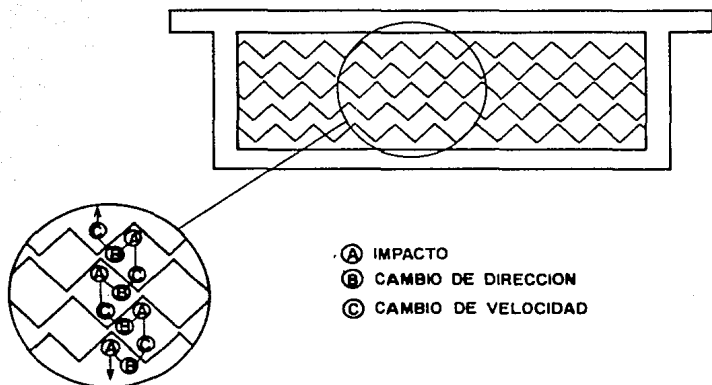


Figura 2.13 .- Extractor de niebla tipo veleta.

2.6.3.4 Extractor de niebla de malla de alambre entretejido⁵

Este tipo de extractores aunque se emplea poco, ha dado resultados favorables y es de bajo costo.

Consiste básicamente de un cojinete de malla de alambre, que tiene aberturas asimétricas y desalineadas, figura 2.14.

El mecanismo de separación de líquido es el choque, aunque también hay acción centrífuga. Las características de la malla de alambre usadas 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 .

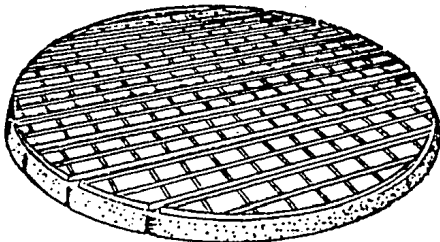


Figura 2.14 .- Extractor de niebla de malla de alambre entretejido.

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 pies, debe ser de 4 a 6 pg.

La eficiencia de estos extractores, depende de la velocidad del flujo de gas. Cuando la velocidad de flujo 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 de líquido es arrastrada por la corriente de gas.

En la figura 2.15 se muestra una gráfica de eficiencia contra velocidades del flujo de gas, para un extractor del tipo de malla de alambre entretejido.

Las caídas de presión en estos extractores depende de la carga del líquido en el flujo de gas, del diseño del cojinete y de la velocidad del gas, pero generalmente no es mayor que 1 pg. de agua.

2.6.3.6 Extractor de canales escalonado.

En estos extractores el gas conteniendo líquido es impactado contra la superficie, figura 2.16, el líquido se adhiere y coalesce

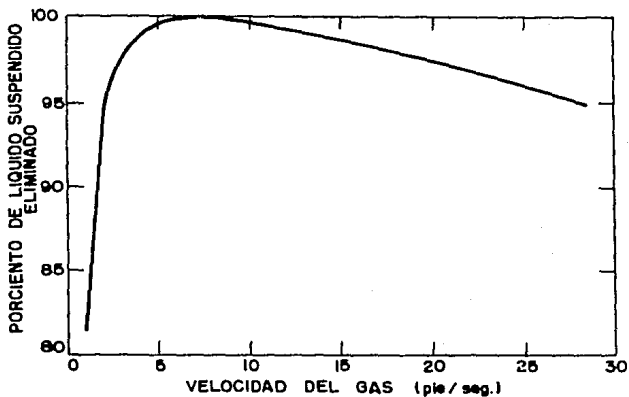


Figura 2.15 .- Eficiencia de un extractor de malla de alambre.

posteriormente. Si el volumen de líquido contenido en la corriente es grande, o las gotas de líquido son muy pequeñas, varios canales pueden requerirse para remover satisfactoriamente las gotas de líquido.

Cuando se cambia de dirección, debido al impacto de la corriente; la inercia provoca que las gotas continúen en la dirección original del flujo.

2.6.3.4 Extractores de niebla tipo centrífugo.⁴

La fuerza centrífuga es uno de los mecanismos más eficientes para separar gotas de líquido de la corriente de gas. La eficiencia de este método es proporcional a la velocidad del gas.

2.6.3.7 Extractor de niebla tipo ciclónico.⁵

Este tipo de extractor, consiste en un conjunto de pares de tubos concéntricos, como los mostrados en la figura 2.17, mostrado

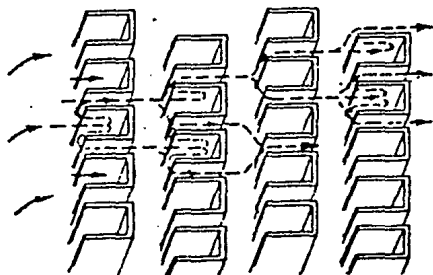


Figura 2.16 .- Extractor de canales escalonados

en un recipiente como se indica en la figura 2.18. El volumen de tubos concéntricos dependen del gasto del gas que se vá a manejar.

Los tubos concéntricos están provistos de entradas tangenciales para el gas. Las partes inferiores de estos tubos es cónica y tiene 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 se 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 inferior.

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 del tipo impacto, como el de alambre entretejido,

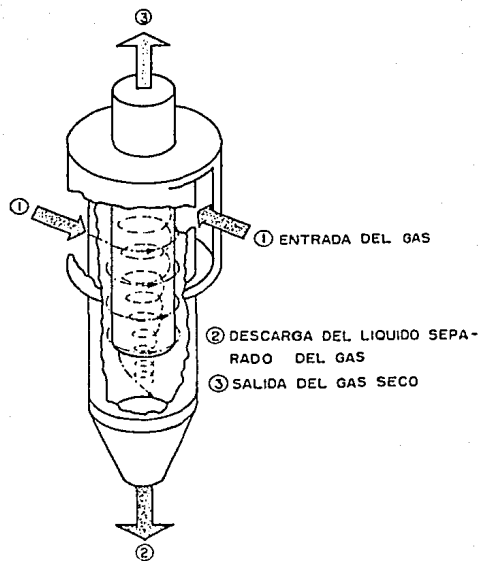


Figura 2.17 .- Extractor tipo ciclónico.

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

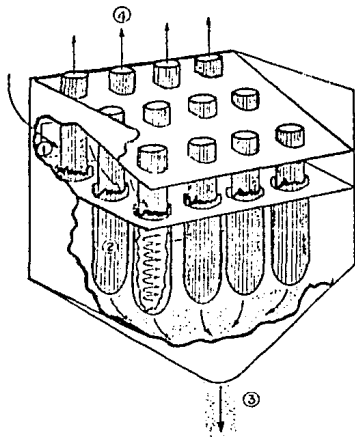


Figura 2.18 .- Conjunto de extractores ciclónicos.

delante de un extractor tipo ciclónico, con resultados satisfactorios. El extractor de alambre entrelazado actúa como aglomerador de gotas pequeñas de líquido, las cuales son posteriormente eliminadas en el extractor tipo ciclónico.

2.6.3.8 Purificador de alta eficiencia.

Si la corriente de gas que acarrea líquido fluye en una forma circular a suficiente velocidad, la fuerza centrífuga lanza las gotas de líquido contra las paredes del dispositivo, figura 2.19. Posteriormente las gotas de líquido son drenadas hacia la sección de almacenamiento de líquido. Este tipo de extractor son generalmente utilizados en rectificadores de gas.

2.6.4 Sección de almacenamiento de líquido.

Debido a la diferencia de densidades entre el gas y líquido y por efecto de la gravedad, el líquido que es separado en la sección de separación primaria se deposita en el fondo de la vasija, a ésta sección de la vasija se denomina sección de almacenamiento de líquido. En la sección de almacenamiento de líquido se proporciona un tiempo de retención adecuado al líquido, para que permanezca en el interior de la vasija, logrando así que alcance un cierto equilibrio entre el líquido y el gas. Por lo tanto, el gasto de líquido que es tratado por el separador es inversamente proporcional al tiempo de retención; si el tiempo de retención disminuye, aumenta la capacidad de tratamiento pero disminuye la eficiencia de separación. Algunos fabricantes recomiendan tiempos de retención para que sus equipos trabajen eficientemente.¹

Presión de trabajo.	Tiempo de retención.
(lb/pg ²)	segundos.
0-600	60
600-1000	50
> 1100	30

La sección de almacenamiento del líquido debe tener cierta altura de tal forma que la corriente de gas que entra al separador

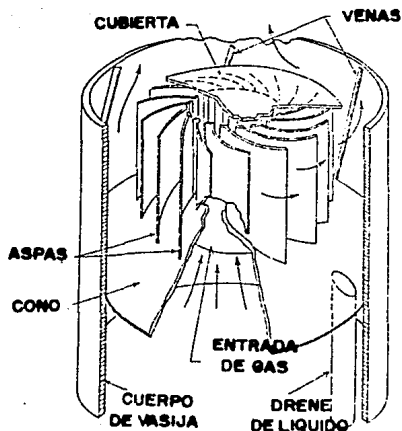


Figura 2.19 .- Purificador de alta eficiencia.

no arrastre líquido contenido en la sección hacia el extractor de niebla.

2.6.8 Dispositivos reductores de turbulencia²

Es conveniente incluir un rompedor de turbulencia para prevenirla cuando la válvula de descarga de líquido se abra; ya que la turbulencia arrastra una cantidad de gas separado del

líquido a la salida de este último, incorporándose nuevamente al líquido. También para que se lleve a cabo el asentamiento de la partícula y se incremente la estabilización del aceite es recomendable colocar rompedores de espuma, los cuales son simplemente placas paralelas inclinadas que ayudan a coalescer a las burbujas que forman la espuma en la interfase gas-líquido. La espuma también puede ser estabilizada con la ayuda de agentes químicos, suministrándolos a la entrada del separador para que se distribuya en la interfase gas-líquido.

2.6.6 Controles utilizados en un separador.³

Cada separador en un sistema de separación en etapas, tiene dos puntos de control de proceso; los cuales se muestran en la figura 2.20 :

- Control de nivel del líquido.
- Control de presión.

2.6.6.1 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 fuera del recipiente; y cerrar la válvula de control cuando el nivel baja, de esta manera una cantidad menor del 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 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 funciones: abrir la válvula de control cuando el nivel sube, y cerrarla cuando este baja.

El punto de referencia, es generalmente ajustado para mantener el nivel de líquido al rededor del punto medio en el

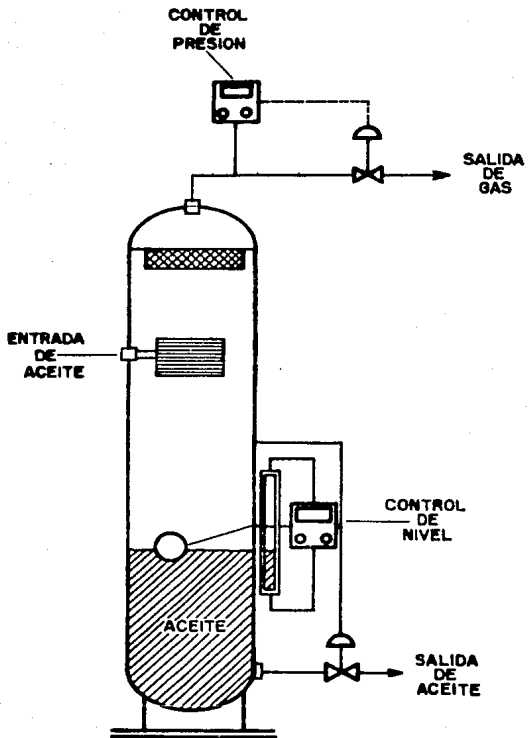


Figura 2.20 .- Controles en un separador

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 gas.

La banda proporcional regula el movimiento de la válvula de control cuando hay un cambio en el nivel de líquido.

Con un ajuste bajo de la banda proporcional, por ejemplo con un 10%, un cambio pequeño en el nivel causa 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 a una pequeña caída en el nivel, provoca que la válvula de control de nivel se cierre totalmente. El efecto neto es que el flujo de líquido a través de la válvula de control de nivel es muy alta o bien, muy bajo. Si el líquido se descarga a otro separador, entrará al recipiente en baches; provocando dificultades en el control de nivel.

Un ajuste alto de la banda proporcional, requiere un mayor cambio en el nivel de 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 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 constante 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.

2.6.6.2 Control de presión de operación.

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

combustible 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 de flujo de gas que sale de la vasija. 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 entran al sistema, es una mezcla de hidrocarburos que pueden ser agrupados en gas, gasolinas y aceites combustibles. Independientemente del número de separadores y de las presiones a las que operan, la mayoría de los hidrocarburos agrupados como gas salen de los separadores por las líneas de descarga del gas; y casi el 100% de los hidrocarburos que integran el aceite combustible fluyen hacia afuera por la parte inferior de los separadores para dirigirse al tanque de almacenamiento. En esta forma, los hidrocarburos que componen las gasolinas, son los que se ven afectados por el número de los separadores y sus presiones de separación. Siempre se desea que los separadores operen de tal forma que una mínima cantidad de gasolinas, sean conducidas en la corriente de gas que salen de los separadores.

2.7 Ventajas y desventajas de separadores bifásicos.^{2. 5}

Para facilitar la selección del tipo de separador más adecuado, de acuerdo con las características de los fluidos a manejar, se dispone de la tabla 2.1 en que se presentan las ventajas y desventajas de los separadores mencionados para diferentes condiciones de operación.

2.8 Selección de un separador.

El siguiente procedimiento puede ser usado cuando se selecciona un separador para una aplicación en particular :

- 1.- Determinar cada uno de los diversos diámetros y forma de la vasija para la capacidad de gas y líquido. Serán consideradas las condiciones de operación presentes y futuras.
- 2.- Comparar el costo.
- 3.- Determinar la forma de la vasija que permita la mejor instalación en particular. Se considerará el espacio, montaje, facilidad de acceso y mantenimiento externo.
- 4.- Determinar si el costo total es afectado por la instalación de la forma seleccionada.
- 5.- Determinar si las condiciones inusuales en la corriente del pozo (espuma, arena, etc.), dificultarán la operación y mantenimiento de la vasija seleccionada.
- 6.- Considerar que no están incluidos en los requerimientos de diseño equipo extra como : calentadores para parafinas o hidratos, rompedores de espuma etc., que puedan incrementar el costo o dificultar la operación .

Este método de selección es una excelente regla de campo, el cual incluye la mayoría de las condiciones de operación posibles. En muchas ocasiones, una precisa evaluación de ingeniería mostrará que el separador con el menor costo inicial no siempre es la solución más económica.

	Horizontal	Vertical	Esférico
Eficiencia de separación.	1	2	3
Estabilización de fluidos separados.	1	2	3
Adaptabilidad a variaciones de condiciones (cabeceo).	1	2	3
Flexibilidad de operación (ajuste de nivel de liq.).	2	1	3
Capacidad (mismo diámetro).	1	2	3
Costo por capacidad de unidad.	1	2	3
Manejo de materiales extraños	3	1	2
Manejo de aceite emulsionado.	1	2	3
Uso portátil instalación.	1	3	2
- Plano vertical	1	3	2
- Plano horizontal	3	1	2
Facilidad de inspección.	2	3	1
Inspección y mantenimiento.	1	3	2

1. Más favorable 2. Intermedio 3. Menos favorable.

Tabla 2.1. Ventajas y desventajas de separadores bifásicos.

CAPITULO 3

FUNDAMENTOS DE LA SEPARACION GAS-LIQUIDO

3.1 Fuerzas participantes en el proceso de separación.⁵

Para que una partícula pueda moverse a través de un medio gaseoso, es necesario que exista una diferencia de densidades y la participación adecuada de las siguientes fuerzas:

3.1.1 Fuerza externa.

La fuerza externa que actúa en el caso de la separación puede ser la fuerza de gravedad, la fuerza centrífuga, o el impacto.

3.1.2 Fuerza de flotación.

Esta fuerza actúa paralelamente pero en sentido contrario, es decir, es una fuerza de empuje.

3.1.3 Fuerza de rozamiento.

Se opone al movimiento y actúa en el mismo sentido que la fuerza de flotación.

3.2 Mecanismos de separación.

Entre los mecanismos de separación que más se presentan en la separación gas-líquido se encuentran :

- Asentamiento por gravedad.
- Separación inercial (centrífuga).
- Separación por impacto.

En las instalaciones petroleras raramente actúa un solo mecanismo de separación, generalmente predominan uno, aunque los mecanismos antes mencionados se presentan dentro de la vasija de separación.

3.2.1 Asentamiento por gravedad.

La separación por gravedad (asentamiento por gravedad), es el mecanismo de separación que más se utiliza, debido a que el equipo requerido es muy simple. Cualquier sección ampliada en un sistema de flujo, actúa como asentador por gravedad de las gotas de líquido suspendidas en una corriente de gas.

Si el flujo de gas es vertical ascendente (separador vertical), las partículas de líquido que descienden por la acción de la gravedad, se aceleran hasta que la fuerza de arrastre se balancee con la fuerza gravitacional. Posteriormente, las partículas continúan cayendo a una velocidad constante, conocida como la velocidad de asentamiento, velocidad terminal o velocidad inicial.

La interpretación física de la velocidad terminal para una gota de líquido de cierto diámetro, indica la velocidad máxima que debe de tener el gas, para permitir que partículas de ese diámetro o mayores sean separadas de la corriente de gas y se depositen.

3.2.1.1 Determinación de la velocidad terminal.⁷

La velocidad terminal se puede obtener estableciendo un balance de fuerzas que actúan sobre una partícula de líquido, dentro de una corriente de gas.

Considerando una partícula de masa m , moviéndose a través de un fluido, en este caso gaseosa; figura 3.1, se tiene lo siguiente :

$$\left[\begin{array}{l} \text{Fuerza total actuando} \\ \text{sobre la partícula} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{l} \text{Fuerza} \\ \text{externa} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{Fuerza de} \\ \text{empuje} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{Fuerza de} \\ \text{rozamiento} \end{array} \right]$$

O sea,

$$F_t = F_{ex} - F_e - F_r \quad (3.1)$$

Si la aceleración de la partícula debido a la fuerza resultante es $\frac{dv}{dt}$, se tiene :

$$F_t = \frac{m_p}{g_c} \frac{dv}{dt} \quad (3.2)$$

La fuerza externa (fuerza de gravedad) puede expresarse, como el producto de la masa de la partícula por su aceleración debido a esta fuerza:

$$F_{ex} = \frac{m_p a_p}{g_c} \quad (3.3)$$

La fuerza de empuje (fuerza de flotación) por el principio de Arquimides, es igual al producto de la masa del fluido que desplaza la partícula por la aceleración debido a la fuerza externa. El volumen de la partícula y por consiguiente del fluido desplazado es m/ρ_p siendo ρ_p la densidad de la partícula y, por lo tanto, la masa del fluido desplazado será $(m/\rho_p)\rho$, siendo ρ la densidad del fluido :

$$F_e = \frac{m_p a_p}{\rho_p g_c} \quad (3.4)$$

La fuerza de rozamiento (fuerza de fricción) es:

$$F_r = \frac{fv^2 \rho_g A_p}{2g_c} \quad (3.5)$$

Siendo f un coeficiente adimensional de rozamiento y A_p el área proyectada de la partícula sobre un plano perpendicular a la dirección del movimiento de la misma.

Sustituyendo las ecs. 3.2, 3.3, 3.4 y 3.5 en la ec. 3.1 :

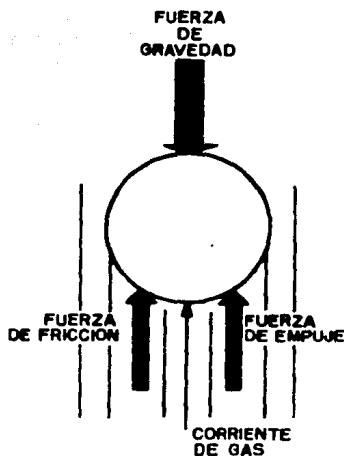


Fig. 3.1 .- Diagrama de cuerpo libre de una partícula de líquido.

Resolviendo para dv/dt :

$$\frac{dv}{dt} = a_p - \frac{\rho_g a_p}{\rho_p} - \frac{\Gamma v^2 \rho_g A_p}{2m} \quad (3.7)$$

Ya que la aceleración de la partícula es debido a la gravedad y considerando que la partícula es esférica y rígida : su área es $A_p = \pi d_p^2 / 4$; su masa es $m = \pi d_p^3 \rho_p / 6$ y la aceleración es $a_p = g$.

Por lo tanto :

$$\frac{dv}{dt} = g \left[1 - \frac{\rho_g}{\rho_p} \right] - \frac{\Gamma v^2 \rho_g \pi d_p^2}{8 \pi \rho_p d_p^3} \quad (3.8)$$

Simplificando y ordenando:

$$\frac{dv}{dt} = \xi \left[\frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_p} \right] - \frac{3 f \rho_g v^2}{4 d_p \rho_p} \quad (3.9)$$

Cuando $dv/dt = 0$, la fuerza de rozamiento se equilibra exactamente con la aceleración producida por la fuerza de gravedad y, la partícula caerá a velocidad constante, quedando:

$$\xi (\rho_p - \rho_g) \frac{4}{3} d_p - 3 f v^2 \rho_p = 0 \quad (3.10)$$

Resolviendo para v :

$$v = \sqrt{\frac{4 d_p \xi (\rho_p - \rho_g)}{3 f \rho_p}} \quad (3.11)$$

La ec. 3.11 es la ecuación general para determinar la velocidad de asentamiento o velocidad terminal de una partícula de líquido que viaja dentro de una corriente de gas.

Donde:

$$f = f(NRe).$$

El coeficiente de arrastre f , se puede calcular de la figura 3.2, donde se grafica contra el parametro adimensional Número de Reynolds NRe .

Donde:

$$NRe = \frac{v_t d_p \rho_g}{\mu_g} \quad (3.12)$$

3.2.1.2 Leyes de asentamiento por gravedad.*

Como en la ec.3.12 se desconoce el diámetro y la velocidad de la partícula, consecuentemente el factor de fricción f , se deben de aplicar las leyes que rigen el asentamiento por gravedad, ésto es, seleccionando el diámetro de partícula de liquido que es separado en la sección de separación secundaria y conociendo el rango de Número de Reynolds, se determina la velocidad terminal de la partícula con la ecuación correspondiente.

Ley	Limitación	Factor f	Err
Stoke $v_t = \frac{\epsilon d_p^2 (\rho_o - \rho_g)}{18 \mu_g}$	$NRe < 1.0$	$\frac{24}{NRe}$	---
Intermedia $v_t = \frac{0.153 \epsilon^{0.71} d_p^{1.14}}{\rho_g} * \frac{(\rho_o - \rho_g)^{0.71}}{\mu_g^{0.45}}$	$1.0 < NRe < 500$	$\frac{18.6}{NRe^{0.6}}$	6 %
Newton $v_t = 1.74 \left[\frac{\epsilon d_p}{\rho_g (\rho_o - \rho_g)} \right]^{0.5}$	$500 < NRe < 200000$	0.445	18 %

Tabla 3.1. Leyes de asentamiento por gravedad.

Unicamente para las ecuaciones anteriores las unidades son las siguientes : d_p [pie), ρ_o [lb/pie³), ρ_g [lb/pie³), μ_g [lb/pie seg] $\epsilon = 32.2$ pie/seg².

Otros autores ² proponen un factor de fricción f general, esto es:

$$f_r = \frac{24}{NRe} + \frac{3}{NRe^{0.5}} + 0.34 \quad (3.13)$$

El uso simple de la gráfica NRe contra f , figura 3.2, para predecir ya sea la velocidad de la partícula v_t o su diámetro d_p , implica ensaye y error, debido a que ambos términos están presentes en ambos ejes coordenados. Sin embargo, el término $fNRe^2$ y f/NRe no incluyen v_t o d_p respectivamente. Utilizando la figura 3.3, la cual gráfica $fNRe^2$ contra f/NRe , se evita el cálculo iterativo.

Entonces, dependiendo del diámetro de la partícula d_p establecido, el valor de $fNRe^2$ puede ser calculado y poder obtener el valor de la otra incognita, es decir v_i , con el término f/NRe .

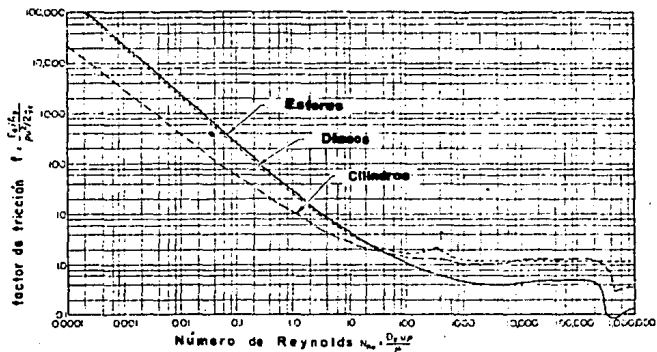


Fig. 3.2 .- Gráfica de f vs. NRe .

En forma analítica :

Para partículas esféricas :

$$fNRe^2 = \frac{\rho_g d_p^3 [\rho_p - \rho_g]^*}{2.979 \times 10^8 \mu_g^2} \quad (3.14)$$

Resolviendo para diámetro de la partícula d_p :

* Ver unidades y nomenclatura al final.

$$d_p = \left[\frac{2.979 \times 10^8 f NRe^2 \mu_g^2}{\rho_g [\rho_p - \rho_g]} \right]^{1/3} \quad (3.15)$$

$$f/NRe = \frac{2.885 \times 10^{-2} \mu_g [\rho_p - \rho_g]}{\rho_g^2 v_t^3} \quad (3.16)$$

Resolviendo para v_t :

$$v_t = \left[\frac{2.885 \times 10^{-2} \mu_g [\rho_p - \rho_g]}{\rho_g^2 f/NRe} \right]^{1/3} \quad (3.17)$$

Por ejemplo, al conocer el diámetro mínimo de la partícula que no es arrastrada por la corriente de gas, se calcula $fNRe^2$ con el ec. 3.14; posteriormente se lee f/NRe de la figura 3.3 y se obtiene la velocidad terminal v_t de la ec. 3.17.

La ventaja de utilizar la figura 3.3, para la determinación de la velocidad de asentamiento v_t de la partícula con diámetro d_p , es la consideración de todos los rangos del Número de Reynolds y no hay necesidad de utilizar las leyes de asentamiento, las cuales dependen del Número de Reynolds NRe .

Con la ayuda de un programa de cómputo⁶, se puede determinar la velocidad de asentamiento de una partícula v_t con diámetro d_p , en un medio gaseoso como fase continua, figura 3.4.

Algunos trabajos técnicos², consideran que para propósito de cálculo debido al efecto de gravedad, se puede separar partículas de líquido de 100 micras o de tamaño mayor.

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.

Esta velocidad se puede utilizar para determinar el tiempo de retención requerido para que una partícula de un determinado diámetro se deposite desde la parte superior de la sección de

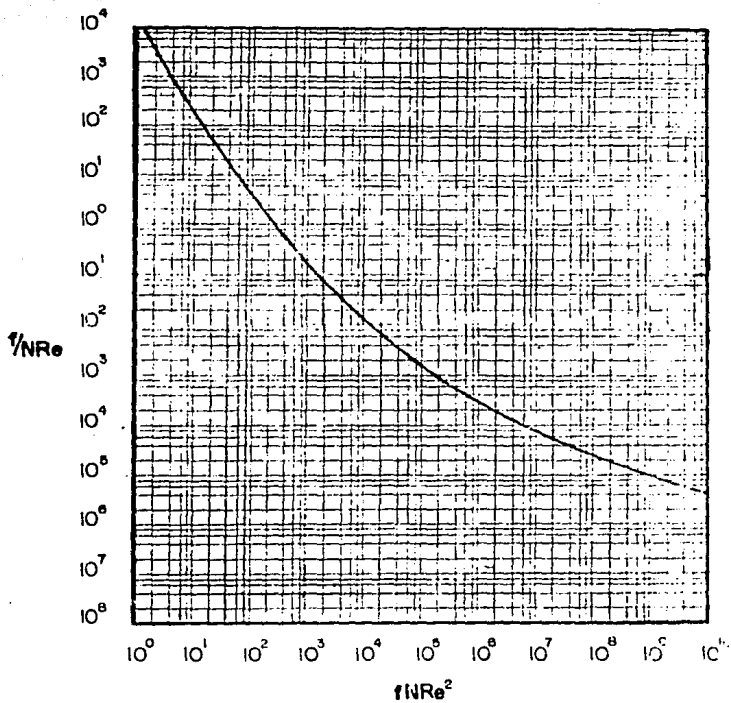


Fig. 3.3 .- Gráfica de f/NRe^2 vs. $1/NRe$

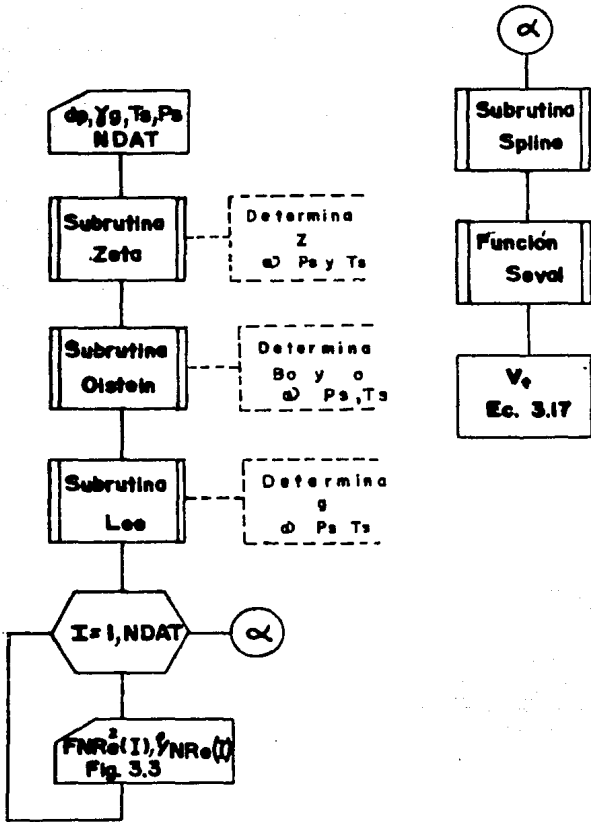


Fig. 3.4 .- Determinación de la velocidad terminal.

separación secundaria hasta la interfase gas-líquido.

Generalmente, el reingreso de partículas de líquido al gas se incrementa cuando se presenta la turbulencia (altas velocidades del gas). Desafortunadamente, la eficiencia de los dispositivos utilizados en la sección de separación primaria aumenta con el incremento de la velocidad, la cual provoca la turbulencia de la mezcla de hidrocarburos. Por lo tanto, se deberá de considerar el reingreso de partículas de líquido al gas en la eficiencia del dispositivo utilizado en la sección de separación primaria.

3.2.2 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 actúan sobre las mismas partículas. Este principio se lleva a cabo en el separador, tanto en la separación primaria como en algunos extractores de niebla.

Las partículas de líquido colectadas en las paredes de un extractor de niebla, difícilmente son arrastradas por la corriente de gas.

Separación por impacto.

El mecanismo de separación por impacto se presenta en los dispositivos utilizados en la sección primaria de separación, y en los extractores de niebla.

De los dispositivos para la extracción de niebla existentes, la mayoría utilizan el principio de separación por choque. Las partículas de líquido que viajan en la corriente de gas, colisionan con obstrucciones que quedan adheridas.

Se conoce como distancia de paro, a la distancia que una partícula de cierto diámetro viaja a través de un corriente de gas, hasta que se desvía.

CAPITULO 4

DIMENSIONAMIENTO DE VASIJAS PARA DOS FASES

4.1 Dimensionamiento de separadores de dos fases.^{2, 9}

El desarrollo que aquí se presenta, está basado en las leyes de asentamiento por gravedad tratado en el capítulo 3. A diferencia de otros métodos, el que se propone considera las tres leyes de asentamiento por gravedad. El método propuesto considera variables todos sus parámetros : altura de líquido, longitud efectiva donde se lleva a cabo la separación gas-aceite, longitud total, diámetro interior, tiempo de residencia; para separadores horizontales el ángulo de asentamiento es variable.

El método propuesto no considera el diámetro de la partícula de líquido a separar una limitante.

4.1.1 Factores que intervienen en el diseño.³

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

- 1.- Las características físicas y químicas del aceite y gas que se van a separar.
- 2.- La presión y la temperatura de operación del separador

- 3.- El diámetro y la longitud del separador.
- 4.- El nivel del líquido en el separador.
- 5.- El número de etapas de separación.
- 6.- El diseño y arreglo y de las partes internas del separador.
- 7.- La tendencia del aceite a formar espumas.
- 8.- Las condiciones del separador y de sus componentes.
- 9.- La cantidad de material sólido arrastrado por los fluidos que se van a separar.

En el diseño para dimensionar separadores, un factor muy importante es la experiencia de campo que tenga el ingeniero de producción.

Para dimensionar separadores, es necesario considerar el área destinada al separador, esto es muy importante cuando el separador se colocará en plataformas costa afuera.²⁰

En la capacidad de tratamiento de líquido en el separador, ya sea vertical u horizontal, se debe de considerar principalmente el diámetro interno del separador, el nivel de líquido arriba de la salida del aceite en el separador y el tiempo de retención adecuado para permitir que el líquido alcance el equilibrio.

4.1.2 Factores que afectan la eficiencia de separación.

Los principales factores que afectan la eficiencia de separación gas-líquido son :

4.1.2.1 Tamaño de la partícula de líquido.

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 separación secundaria, corresponde a la velocidad de asentamiento de una gota de líquido de cierto diámetro, que se puede considerar como el diámetro base. Teóricamente todas las gotas con diámetro mayor que el diámetro base deben ser eliminadas. 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 es debido a la turbulencia de 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.

Generalmente se especifican en los equipos de separación que el arrastre no es mayor que 0.1 gal/MMpie³. Una partícula de 10 micras tiene tan poco volumen, que puede haber 72000 partículas de líquido de este tamaño por cada pie cúbico de gas, sin que se exceda la especificación aludida.

4.1.2.2 Distribución del tamaño de la partícula de líquido y el volumen de líquido que entra al separador.

Estos aspectos están ligados a la eficiencia de la separación. Para ilustrarlo se puede analizar las siguientes situaciones :

Considérese 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 del 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 pie cúbico, todo formado por partículas de 10 micras, la eficiencia total de separación será del 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 funcionará 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 la partícula y el volumen de líquido que se va a separar.

4.1.2.3 Velocidad del gas..

Generalmente los separadores se diseñan de tal forma que las partículas de líquido mayores de cierto diámetro (100 micras, por ejemplo), se deben separar del flujo de gas en la sección de separación secundaria, mientras que en 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 líquido mayores de 100 micras en la separación secundaria. Con esto se ocasiona que se inunde el extractor de niebla y, como consecuencia, que haya arrastre repentino de baches de líquido en el flujo de gas que sale del separador.

4.1.2.4 Tiempo de residencia.²

En gran parte de los procesos de separación gas-aceite, un tiempo de retención entre 30 segundos y 3 minutos se ha demostrado que causa buenos resultados. Cuando se presentan crudos espumosos el tiempo de retención lo estiman en 4 minutos como mínimo. Sin embargo, altos tiempos de retención aumentan la eficiencia de la separación, pero disminuyen la capacidad de tratamiento; por lo tanto, el ingeniero de producción determinará el tiempo de retención considerando las condiciones particulares que se presenten.

4.1.2.5 Presión de separación.

Es uno de los factores más importantes en el proceso de separación, desde el punto de vista de la recuperación de líquido. 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 condensados, la recuperación de líquido en tanque aumenta, figura 4.1. Sin embargo, es necesario considerar el valor económico del incremento del volumen de líquido, 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.

4.1.2.6 Temperatura de separación.

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

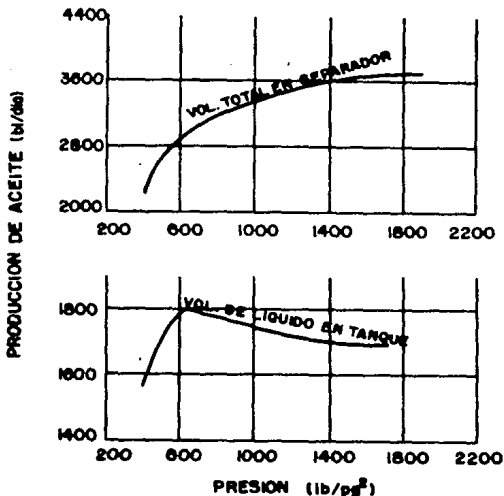


Fig. 4.1 .- Presión de operación vs. Producción de aceite.

Una gráfica de temperatura de separación contra recuperación de líquido, se muestra en la figura 4.2 . Se observa que a una temperatura de separación de 0°F, la recuperación del líquido en el separador es de aproximadamente 5000 galones por millón de pie cúbico de gas, mientras que el volumen de líquido 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 líquido en el separador a 0°F, de los 5000 galones por millón de pie cúbico se evaporan en el tanque 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:

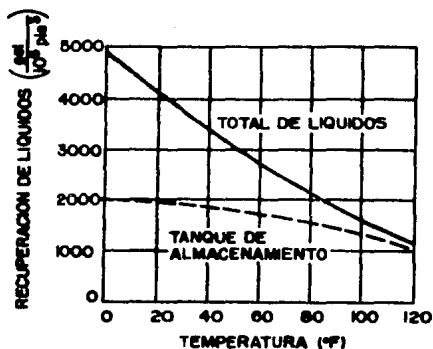


Fig. 4.2 .- Temperatura de separación vs. Recuperación de líquidos.

- 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.

4.1.2.7 Densidad del líquido y el 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.

4.1.2.8 Viscosidad del gas

El efecto de la viscosidad del gas en la separación, se puede observar de las ecuaciones para determinar la velocidad del asentamiento de las partículas de líquido, visto en el subtema 3.2.1.2. La viscosidad del gas se utiliza en el parámetro Número de Reynolds NRE, con el cual se determina el valor del coeficiente de arrastre. De las leyes de asentamiento, utilizadas 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.

4.2 Cálculo de la capacidad de tratamiento de los separadores bifásicos.²

El objetivo del dimensionamiento es elegir el diámetro, la longitud, la altura del nivel de líquido y el tiempo de retención adecuado para permitir que el líquido alcance cierto equilibrio, es decir, permitir que la fase líquida no exhiba más tendencia a evaporarse.

Además la elección de estos parámetros deben de satisfacer la capacidad para manejar el gas producido a la presión y temperatura de separación.

4.3 Separador vertical.

En el separador vertical, se deberá de considerar un diámetro interno mínimo para permitir la separación de las gotas de líquido en la corriente de gas.

El tiempo de retención del líquido tendrá que ser una combinación del diámetro interno de la vasija y de la altura del nivel del líquido (interfase gas-líquido), para poder proporcionar tratamiento eficiente al líquido.

Como se verá posteriormente, las ecuaciones para dimensionar separadores bifásicos permiten seleccionar varios diámetros y longitudes que satisfagan la capacidad de tratamiento.

4.3.1 Capacidad de tratamiento de gas.

La capacidad de gas de un separador vertical es directamente proporcional al área de la sección transversal del separador. La capacidad de tratamiento del gas no depende de la longitud, aunque un incremento del 50% en la longitud puede aumentar 5% en la capacidad de tratamiento de gas.¹

De la ecuación de continuidad :

$$v_g = \frac{q_{fg}}{A} \quad (4.1)$$

$$A = \frac{\pi d_i^2}{4} \quad (4.2)$$

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

$$\frac{P_s q_{sg}}{Z_s K T_s} = \frac{P_f q_{fg}}{Z_f K T_f} \quad (4.3)$$

Resolviendo para q_{fg} y considerando $Z_s = 1.0$:

$$q_{fg} = \frac{q_{sg} P_s Z_f T_f}{T_s P_f} \quad (4.4)$$

Sustituyendo la ecs. 4.2, 4.3 y 4.4 en la ec. 4.1 :

$$v_g = \frac{q_{sg} P_s Z_f T_f}{T_s P_f \pi d_i^2} \quad (4.5)$$

Para que la corriente de gas no arrastre partículas de líquido con diámetros menores a d_p , la velocidad del gas debe ser igual o menor que la velocidad asentamiento v_t de las gotas de líquido, por lo tanto, si $v_t = v_g$, se tiene :

$$v_t = \frac{q_{sg} P_s Z_f T_f}{T_s P_f \pi d_i^2} \quad (4.6)$$

Considerando $T_s = 520^\circ$; $P_s = 14.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, con las unidades propuestas anteriormente y resolviendo para d_i :

$$d_i^2 = \frac{5.995 \times 10^{-5} q_{sg} Z_f T_f}{P_f v_t} \quad (4.7)$$

La velocidad de asentamiento V_t , puede ser determinada con el procedimiento de la figura 3.4

La capacidad de gas de un separador vertical, como puede observarse de la expresión 4.7, es independiente de la longitud del separador.

4.3.2 Capacidad de tratamiento de líquido.

En la capacidad de tratamiento del líquido es función primordial el nivel de la sección de acumulación de líquido.

Para separadores verticales, se recomienda que el nivel máximo del líquido esté en el rango de una a tres veces el diámetro interno del separador; aunque depende del diseño.

El volumen disponible para el manejo del líquido en un separador vertical, a la presión y temperatura de separación, es:

$$V_L = \frac{\pi d_i^2 h_L}{4} \quad (4.8)$$

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

$$q_{SL} = \frac{V_L}{B_o \tau_r} \quad (4.9)$$

Sustituyendo la ec.4.8 en la ec. 4.9 y resolviendo para $d_i^2 h$:

$$d_i^2 h_L = 8.579 q_{SL} \tau_r B_o^* \quad (4.10)$$

4.3.3 Longitud tapa-tapa.

La longitud tapa-tapa de la vasija deberá ser determinada de la geometría una vez que el diámetro y la altura del líquido son conocidos.

En la figura 4.3, se muestra la asignación que debe ser hecha para la sección de separación secundaria, sección de extracción de niebla y almacenamiento de líquido.

Para propósitos de diseño la siguiente aproximación ha demostrado ser útil:

* Ver unidades y nomenclatura al final.

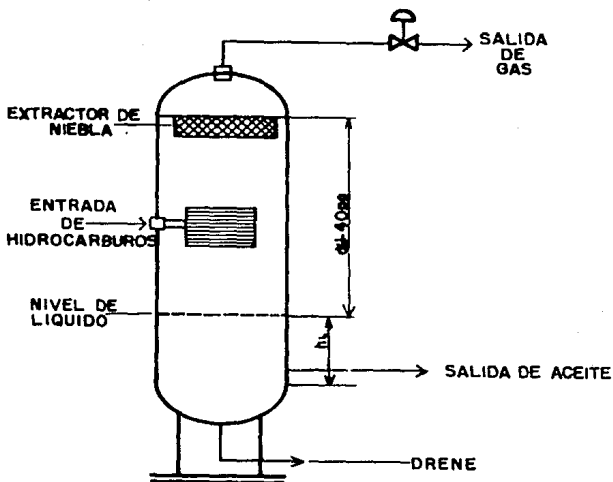


Fig. 4.3 .- Longitud de vasija.

$$L_{es} = [hL + d_i + 40] 1/12 \quad (4.11)$$

Donde d_i es el diámetro interior mínimo para la capacidad de gas.

4.3.4 Relación de esbeltez.

Se puede demostrar que la disminución del diámetro, reduce el peso de la vasija y el costo. Sin embargo, cuando se disminuye el diámetro del separador, se incrementa la turbulencia y provoca los problemas antes mencionados. La experiencia ha demostrado que si el diseño del separador depende de la capacidad de gas y si la relación de esbeltez (L_{es}/d_i) es mayor de 4 ó 5, el arrastre de líquido por el gas puede llegar a causar problemas. La mayoría de los separadores bifásicos son diseñados con una relación de

esbeltez Rd de 3 a 4.

Si la relación de esbeltez es grande, disminuye el costo de la vasija. En los separadores verticales cuyo dimensionamiento depende de la capacidad del líquido, es común elegir relaciones de esbeltez no mayores de 4, para permitir que la altura del líquido en la sección de almacenamiento de líquido este en razonable nivel. Elecciones de 3 a 4 son comunes, aunque fuertes restricciones pueden provocar la elección de menores relaciones de esbeltez.

4.4 Procedimiento para dimensionar separadores verticales bifásicos.²

- 1.- Determinar la velocidad terminal v_t , figura 3.4 .
- 2.- Obtener el diámetro mínimo para el gasto de gas proporcionado. Ec. 4.7.
- 3.- Efectuar combinaciones de diámetro interior d_i y altura de líquido h_L para varios tiempos de residencia del aceite τ_o , que satisfagan el gasto de líquido proporcionado.
- 4.- Determinar la longitud tapa-tapa.
- 5.- Obtener las correspondientes relaciones de esbeltez.
- 6.- Seleccionar aquellas que se encuentren en el rango de 3 a 4.
- 7.- Graficar resultados.

En la figura 4.4 se muestra el diagrama de flujo para elaborar un programa de computo.

4.5 Ejemplo.

Determinar y seleccionar las vasijas para separar una mezcla de hidrocarburos con los siguientes datos :

Gasto de gas = 10×10^6 [pie³/día] @ c. estándar.

Densidad relativa del gas = 0.6 [aire = 1.0]

Gasto de aceite = 2000 [bl/día]

Densidad del aceite = 40 °API

Presión de operación = 1000 [lb/pg²]

Temperatura de operación = 60 °F.

Diámetro de la partícula de líquido = 100 micras.

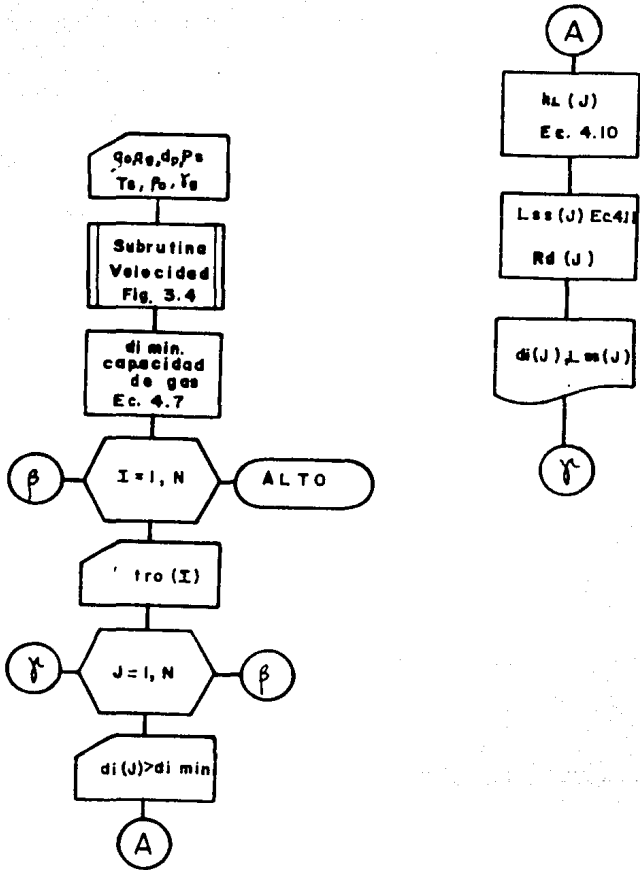


Fig. 4.4 .- Dimensionamiento de vasija vertical bidireccional.

Solución.

A partir del procedimiento para dimensionar separadores bifásicos verticales y de un programa de cómputo :

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

$$v_t = 0.300427 \text{ [pie/seg]}$$

$$\text{Diámetro mínimo para la capacidad de gas} = 29.5890 \text{ [pg.]}$$

Capacidad de tratamiento de líquido.

t_{ro} [min.]	d_i [pg.]	h_L [pg.]	L_{ss} [pie]	R_d
2.0	29.59	49.53	9.93	4.03
	41.59	25.07	7.89	2.28
	53.59	15.10	7.06	1.58
4.0	65.59	10.08	6.64	1.21
	29.59	99.07	14.05	5.70
	41.59	50.15	9.98	2.88
6.0	53.59	30.20	8.32	1.86
	65.59	20.16	7.48	1.37
	29.59	148.60	18.18	7.37
	41.59	75.22	12.07	3.48
	53.59	45.30	9.57	2.14
	65.59	30.24	8.32	1.52

Los anteriores resultados son graficados en la figura 4.5, por lo tanto, un separador de 42 pg. x 12 pie con un tiempo de retención de 6 min. cumple las especificaciones, o también un separador de 36 pg. x 11 pie con 4 min. de tiempo de retención.

4.6 Separador horizontal.^{2,9}

4.6.1 Capacidad de tratamiento de gas.

De la ecuación de continuidad y apartir de la figura 4.6, la velocidad de asentamiento de las partículas de líquido es :

$$v_t = \frac{\text{longitud}}{\text{tiempo}} \quad (4.12)$$

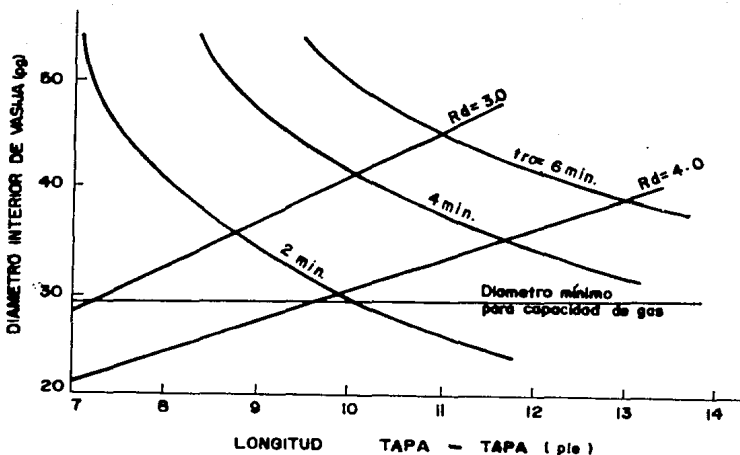


Fig. 4.5 .- Separador bifásico vertical.

El término longitud de la expresión anterior, es la longitud que deben de recorrer las gotas de líquido de determinado diámetro para que alcancen la interfase gas-líquido. El término tiempo es el tiempo de retención del gas, necesario para que las gotas de líquido se depositen en la interfase gas-líquido.

Por lo tanto, se tiene :

$$v_l = \frac{d_i - hL}{\cos \theta \cdot t_{rg}} \quad (4.13)$$

v_l , indica la velocidad que deben de tener las gotas de líquido para que puedan depositarse en la interfase gas-líquido.

Por otro lado, considerando la velocidad del gas como :

$$v_g = \frac{\text{longitud}}{\text{tiempo}} \quad (4.14)$$

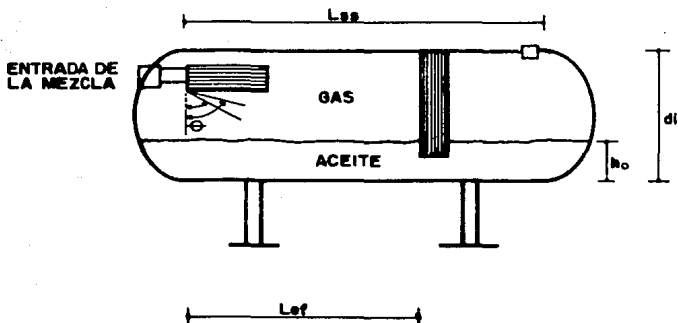


Fig. 4.6 .- Dimensiones de un separador horizontal bifásico.

La longitud en la ec. 4.14, es la longitud efectiva que debe de recorrer el gas desde la entrada en la parte superior del separador horizontal al extractor de niebla, figura 4.6 :

$$v_g = \frac{L_{ef}}{t_{rg}} \quad (4.15)$$

Resolviendo para t_{rg} en la ec. 4.13 y sustituyendo en la ec. 4.15, se tiene:

$$v_g = \frac{L_{ef} \cos \theta v_l}{d_i - h_l} \quad (4.16)$$

Entonces, el tiempo de retención del gas debe ser el necesario para que las partículas de líquido mayores al diámetro d_p , el cual se establece que es separado, alcancen la interfase gas líquido.

De la ecuación de continuidad :

$$q_{fg} = v_g A_i \quad (4.17)$$

Ar es el área libre de flujo de gas representada en la figura 4.7, y se expresa de la siguiente manera¹⁰ :

$$\text{Si } 0 \leq \frac{hL}{d_i} < 0.5 :$$

$$A_f = \frac{\pi d_i^2}{4} \left[1 + \frac{(x^2 - x^4)^{0.5}}{\pi} - \frac{\text{Ang } \cos(x)}{\pi} \right] \quad (4.18)$$

$$\text{Si } 0.5 < \frac{hL}{d_i} \leq 1.0 :$$

$$A_f = \frac{\pi d_i^2}{4} \left[\frac{-(x^2 - x^4)^{0.5}}{\pi} + \frac{\text{Ang } \cos(-x)}{\pi} \right] \quad (4.19)$$

Donde :

$$x = 1 - \frac{2hL}{d_i}$$

Empleando la ecuación de estado para gases reales, se puede transformar el gasto de gas de las condiciones de flujo a las condiciones estándar de presión y temperatura :

$$\frac{P_s q_{gs}}{Z_s K T_s} = \frac{P_f q_{gf}}{Z_f K T_f}$$

Resolviendo para q_{gs} , $Z_s = 1.0$:

$$q_{gs} = \frac{P_f T_s}{Z_f P_s T_f} q_{gf} \quad (4.20)$$

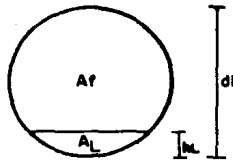
Sustituyendo la ecs. 4.16 y 4.17 en la ec. 4.20 :

$$q_{gs} = \frac{P_s T_s}{Z_f T_s P_s} \frac{L_e f \cos \theta v_t}{(d_i - hL)} A_f \quad (4.21)$$

La velocidad de asentamiento v_t de las gotas de líquido, se puede obtener con el procedimiento de la figura 3.4. Por otra parte, la densidad del gas a condiciones de separación es :

$$\rho_{gf} = \frac{2.702 P_f \gamma_g}{Z_f T_f} \quad (4.22)$$

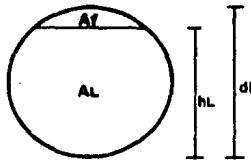
Por lo tanto :



EN EL INTERVALO $0 < \frac{h_L}{d_i} < \frac{1}{2}$

$$A_F = \frac{\pi d_i^2}{4} \left[1 - \frac{\sqrt{X^2 - X^4}}{\pi} - \frac{\text{Ang. Cos}(X)}{\pi} \right]$$

$$A_L = \frac{\pi d_i^2}{4} \left[\frac{\sqrt{X^2 - X^4}}{\pi} + \frac{\text{Ang. Cos}(X)}{\pi} \right]$$



EN EL INTERVALO $\frac{1}{2} < \frac{h_L}{d_i} < 1$

$$A_F = \frac{\pi d_i^2}{4} \left[\frac{\sqrt{X^2 - X^4}}{\pi} + \frac{\text{Ang. Cos}(-X)}{\pi} \right]$$

$$A_L = \frac{\pi d_i^2}{4} \left[1 - \frac{\sqrt{X^2 - X^4}}{\pi} - \frac{\text{Ang. Cos}(-X)}{\pi} \right]$$

DONDE:

$$X = 1 - \frac{2h_L}{d_i}$$

Fig. 4.7 .- Sección transversal de un separador horizontal.

$$\frac{P_{gf}}{2.702 \gamma_g} = \frac{P_f}{2l \pi r} \quad (4.23)$$

Sustituyendo la ec. 4.23 en 4.21, se tiene:

$$q_{gs} = \frac{P_g}{2.702 \gamma_g} \frac{T_s}{P_s} \frac{L_{ef} \cos \theta A_f}{(d_i - hL)} v_i \quad (4.24)$$

Considerando las condiciones estándar, es decir, $P_s = 14.7 \text{ lb/pg}^2$ y $T_s = 520^\circ\text{R}$; y con la figura 4.7 se tiene:

$$\text{Si: } \frac{d_i^2}{(d_i - hL)} = \frac{2d_i}{(1+x)}$$

Para $0 < \frac{hL}{d_i} \leq 0.5$:

$$q_{gs} = C1 \frac{P_{gf}}{\gamma_g} \frac{L_{ef} \cos \theta d_i}{(1+x)} v_i A_f \quad (4.25)$$

Resolviendo para $L_{ef} d_i$:

$$L_{ef} d_i = \frac{q_{gs} \gamma_g (1+x)}{C1 \rho_{gf} \cos \theta v_i A_f} \quad (4.26)$$

Donde:

$$A_f = \left[1 + \frac{(x^2 - x^4)^{0.5}}{\pi} - \frac{\text{ang} \cos(x)}{\pi} \right]$$

Si $0.5 < \frac{hL}{d_i} \leq 1.0$, se tiene:

$$q_{gs} = C1 \frac{P_{gf}}{\gamma_g} \frac{L_{ef} \cos \theta d_i}{(1+x)} v_i A_f \quad (4.27)$$

Resolviendo para $L_{ef} d_i$:

$$L_{ef} d_i = \frac{q_{gs} \gamma_g (1+x)}{C1 \rho_{gf} \cos \theta v_i A_f} \quad (4.28)$$

Donde

$$A_f = \left[-\frac{(x^2 - x^4)^{0.5}}{\pi} + \frac{\text{ang} \cos(-x)}{\pi} \right]$$

y

$$C1 = 148065$$

4.6.2 Capacidad de tratamiento de líquido.

Como se muestra en la figura 4.7, el volumen ocupado por el líquido en la sección de almacenamiento de líquido de un separador horizontal está dado por :

$$V_L = A_L L_{ef} \quad (4.29)$$

La capacidad de líquido q_{sL} , se expresa como :

$$q_{sL} = \frac{V_L}{B_o t_{ro}} \quad (4.30)$$

Sustituyendo la ec. 4.29 en la ec.4.30 :

$$q_{sL} = \frac{A_L L_{ef}}{B_o t_{ro}} \quad (4.31)$$

Sustituyendo en la ec. 4.29 el valor A_L , que es el área transversal ocupada por el líquido en el separador horizontal, y resolviendo para $L_{ef} d_i^2$:

Para la condición $0 < \frac{hL}{d_i} \leq 0.5$:

$$L_{ef} d_i^2 = \frac{q_{sL} B_o t_{ro}}{1.398 A_L} \quad (4.32)$$

Donde :

$$A_L = \left[-\frac{(x^2 - x^4)^{0.5}}{\pi} + \frac{\text{ang } \cos(x)}{\pi} \right]$$

Para la condición $0.5 < \frac{hb}{d_i} \leq 1.0$

$$L_{ef} d_i^2 = \frac{q_{sL} B_o t_{ro}}{1.398 A_L} \quad (4.33)$$

Donde :

$$AL = \left[1.0 + \frac{(x^2 - x^4)^{0.5}}{\pi} - \frac{\text{ang } \cos(-x)}{\pi} \right]$$

y,

$$x = 1 - \frac{2hl}{d_i}$$

4.6.3 Longitud tapa-tapa.

Al igual que los separadores verticales la longitud tatapa-tapa se determina posterior al conocimiento de la longitud efectiva (L_{ef}).

Para separadores horizontales, se tiene :

Para capacidad de gas :

$$L_{ss} = L_{ef} + 1 \quad (4.34)$$

Para capacidad de líquido :

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{ef} \quad (4.35)$$

4.6.4 Relación de esbeltez.

La relación de esbeltez explicada en el subtema 4.6.4 para separadores verticales, es también válida para separadores horizontales; es decir, en la mayoría de los dimensionamientos se recomienda que la relación de esbeltez (R_d) se encuentra entre el rango de 3 a 4.

4.7 Procedimiento para dimensionar separadores horizontales bifásico.²

- 1.- Determinar la velocidad terminal v_t , figura 3.4.
- 2.- Calcular valores de diámetro interior d_i y valores de longitud efectiva L_{ef} para varios hl/d_i , que satisfaga la capacidad de tratamiento de gas. Ecs. 4.26 y 4.28.
- 3.- Calcular valores de diámetro interior d_i y longitud efectiva L_{ef} , que satisfagan el gasto de líquido

proporcionado para varios tiempos de residencia t_{ro} y varios hl/di. Ecs. 4.32 y 4.33.

- 4.- Determinar la longitud tapa-tapa para las capacidades de gas y líquido. Ecs. 4.34 y 4.35
- 5.- Graficar resultados.
- 6.- Seleccionar los separadores cuya relación de esbeltez esté entre 3 y 4.

En la figura 4.8, se muestra el diagrama de flujo para elaborar un programa de cómputo.

4.8 Ejemplo.

Determinar y seleccionar las vasijas para separar una mezcla de hidrocarburos con los siguientes datos :

Gasto de gas = 10×10^6 [pie³/día] @ c. estándar.

Densidad relativa del gas = 0.6 [aire = 1.0]

Gasto de aceite = 2000 [bl/día]

Densidad del aceite = 40 °API

Presión de operación = 1000 [lb/pg²

Temperatura de operación = 60 °F.

Diámetro de la partícula de líquido = 100 micras.

Angulo de depósito = 45°

Solución.

A partir del procedimiento para dimensionar separadores bifásicos horizontales y de un programa de cómputo :

$d_p = 100$ micras.

$v_i = 0.300427$ [pie/seg]

Capacidad de tratamiento de gas

hl/di.	L_{ef} [pie]	d_t [pg.]	L_{sa} [piel]	R_d
0.30	4.0	24.15	6.01	2.99
	5.0	19.32	6.61	4.11

	6.0	16.10	7.34	5.47
	7.0	13.80	8.15	7.09
0.40	4.0	24.71	6.06	2.94
	5.0	19.76	6.65	4.04
	6.0	16.47	7.37	5.37
	7.0	14.22	8.18	6.95
0.50	4.0	25.80	6.15	2.86
	5.0	20.64	6.72	3.91
	6.0	17.20	7.43	5.19
	7.0	14.74	8.23	6.70
0.60	4.0	27.62	6.30	2.74
	5.0	22.10	6.84	3.72
	6.0	18.42	7.53	4.91
	7.0	15.78	8.32	6.32

Estos resultados son graficados en la figura 4.9. Un separador de 24 pg. x 7 pie con un nivel de aceite con respecto al diámetro interior de 0.6, cumplirá las especificaciones establecidas.

Capacidad de tratamiento de líquido

tro [min.]	ho/di	L _{ss} [pie]	d _i [pg.]	R _d
2.0	0.4	6.67	44.00	1.82
		8.00	40.17	2.39
		9.33	37.19	3.01
		10.67	34.79	3.68
	0.5	6.67	38.03	2.10
		8.00	34.72	2.77
		9.33	32.14	3.48
		10.67	30.07	4.26
	0.6	6.67	33.98	2.35
		8.00	31.02	3.10
		9.33	28.72	3.90
		10.67	26.86	4.77
3.0	0.4	6.67	53.89	1.48
		8.00	49.19	1.95

		9.33	45.55	2.46
		10.67	42.60	3.00
	0.5	6.67	46.58	1.72
		8.00	42.52	2.26
		9.33	39.37	2.85
		10.67	36.82	3.58
	0.6	6.67	41.61	1.92
		8.00	37.99	2.53
		9.33	35.17	3.18
		10.67	32.90	3.89
4.0	0.4	6.67	62.23	1.29
		8.00	56.80	1.69
		9.33	52.59	2.13
		10.67	49.19	2.60
	0.5	6.67	53.78	1.49
		8.00	49.10	1.96
		9.33	45.46	2.46
		10.67	42.52	3.01
	0.6	6.67	48.05	1.66
		8.00	43.86	2.19
		9.33	40.61	2.76
		10.67	37.99	3.37

Estos resultados son graficados en la figura 4.10. Un separador de 31 pg. x 8 pie y 2 min. de tiempo de residencia, de 35 pg. x 10 pies y tiempo de residencia de 3 min. y un separador de 37 pg. x 11 pies y 4 min. de residencia satisfacen los requerimientos establecidos, cuando el nivel de aceite con respecto al diámetro interior es igual a 0.4.

4.9 Espesor de pared y Peso de la vasija.³

Después de seleccionar el diámetro interno apropiado, es necesario seleccionar el espesor de la vasija del separador capaz de soportar la presión interna.

De acuerdo a especificaciones AINE, la ecuación básica para calcular el espesor de pared de cuerpos cilindricos está dada por:

$$t = \frac{P r}{SE - 0.6P} \quad (4.36)$$

Si : $d_{ex} = 2r + 2t$ (4.37)

Por lo tanto, sustituyendo la ec. 4.37 en 4.36 se tiene :

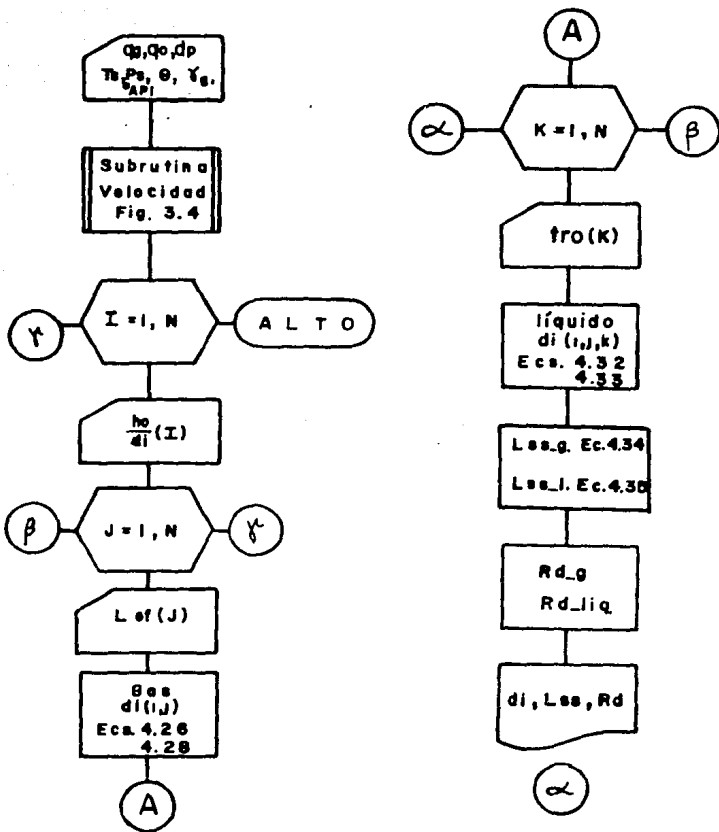


Fig. 4.8 .- Procedimiento para dimensionar vasijas horizontales bifásicas.

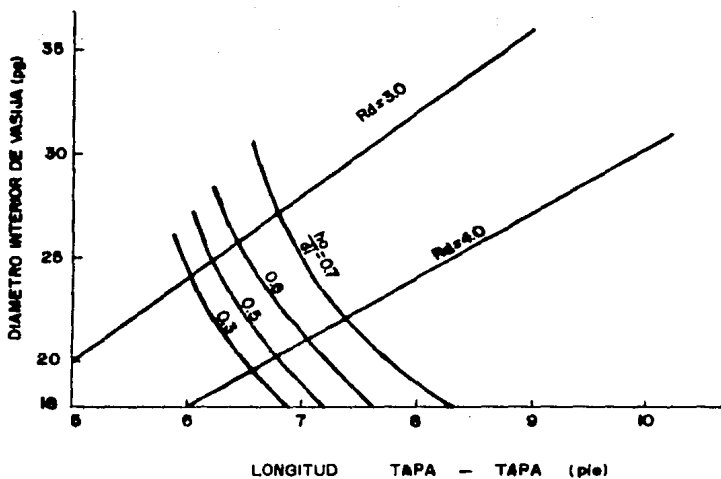


Fig. 4.9 .- Capacidad de gas de un separador horizontal bifásico.

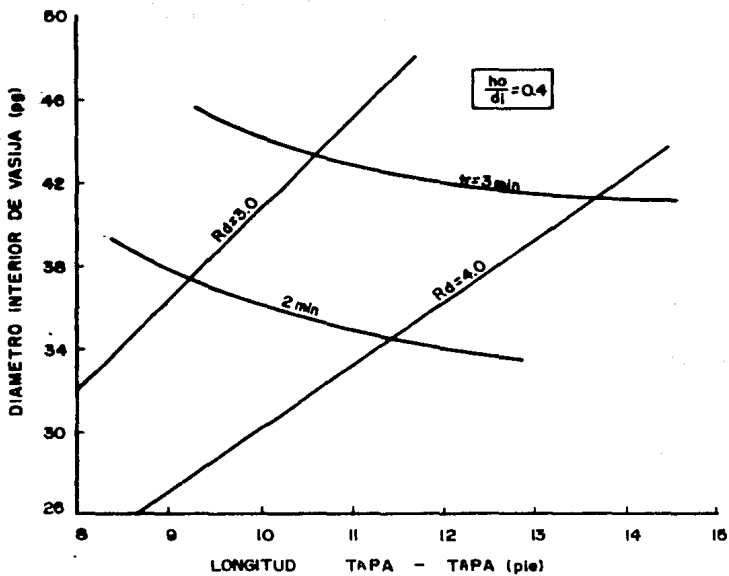


Fig. 4.10 .- Capacidad de líquido de un separador bifásico horizontal.

$$t = \frac{P d_{ext}}{2(S E + 0.6P)} \quad (4.38)$$

Donde :

- t.- Espesor de pared de un cuerpo cilíndrico [pg].
- r.- Radio interior de la vasija. [pg].
- d_{ext} .- Diámetro exterior [pg].
- P.- Presión máxima de trabajo [lb/pg²].
- S.- Máximo esfuerzo permisible [lb/pg²].
- E.- Eficiencia de la junta [adim].

Campbell¹⁷ recomienda tomar el 25% de la resistencia a la tensión del acero común, para efectos de calculo del máximo esfuerzo disponible (S) y 25% de eficiencia (E) para juntas de doble soldadura, de tal manera que :

$$\begin{aligned} \text{Resistencia a la tensión} &= 55000 \text{ lb/pg}^2 \\ S &= 13750 \text{ lb/pg}^2 \\ E &= 0.85 \end{aligned}$$

El peso de la vasija podra ser determinado dependiendo de sus partes internas: la ec. 4.39, podrá ser usada para determinar aproximadamente el peso de la vasija por pie de longitud sin considerar las partes internas.

$$W_{vas} = 9.80(d_{int} + t^2) \rho_m L_{ss} \text{ [lb]} \quad (4.39)$$

Donde :

$$\rho_m \text{.- Densidad del metal considerada comp } 450 \text{ lb/pie}^3$$

4.10 Factor de volumen del aceite (Bo).¹¹

El factor de volumen del aceite (Bo), puede determinarse mediante analisis PVT del fluido en estudio, también puede obtenerse a partir de constantes de equilibrio o por correlaciones publicadas. Sin embargo deben hacerse algunas aclaraciones:

- a) Los factores de volumen del aceite, se obtiene generalmente a partir de analisis 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 proceso en el separador es más semejante a un proceso de liberación instantáneo. Si éste es el caso, Moses¹² propone una ecuación la cual corrige éste error; donde menciona que la curva del factor del volumen del aceite obtenida de una separación diferencial, se debe de corregir de la siguiente manera:

$$B_o = B_{od} - \frac{B_{of} b}{B_{od} b} \quad (4.40)$$

Donde:

- B_{od}, barriles de aceite a una presión de yacimiento que no sea la presión de burbujeo, requerido para producir 1 barril de aceite residual a 60°F, cuando se lleva a cabo la liberación diferencial a la presión atmosférica.
 - B_{ofb}, barriles a la presión de burbujeo, requerido para producir 1 barril en el tanque a 60°F, cuando la liberación flash se lleva a cabo de condiciones de separación a condiciones de tanque.
 - B_{odb}, barriles a la presión de burbujeo requerida para producir 1 barril de aceite residual a 60°F cuando se lleva a cabo una liberación diferencial a la presión atmosférica.
 - B_o, barriles de aceite a condiciones de punto de burbujeo requerido para producir 1 barril de aceite en el tanque a 60°F
- c) Debido a que en los separadores no se alcanzan las condiciones de equilibrio como en el laboratorio, esto es debido al pequeño tiempo de residencia, el aceite en el separador se encuentra bajosaturado y su factor de volumen es mayor que el que se tiene a las condiciones de equilibrio.

En el dimensionamiento de vasijas, se utilizó la correlación de Oistein²⁰ para la determinación del factor de volumen del aceite.

CAPITULO 5

DIMENSIONAMIENTO DE VASIJAS PARA SEPARAR TRES FASES

5.1 Cálculo de la capacidad de tratamiento de separadores trifásicos.

Las ecuaciones presentadas en esta tesis, podrán ser utilizadas para un dimensionamiento previo, sin embargo, éstas están destinadas a ser complementadas con la práctica y experiencia del ingeniero de producción y no para reemplazarlas, por lo que el ingeniero decidirá la selección final del tipo y tamaño del separador.

El ingeniero de producción deberá considerar los requerimientos de producción, incluyendo los posibles cambios en el gasto y las variaciones de las propiedades de los fluidos con el tiempo.

En el dimensionamiento de una vasija para separar tres fases,² se tendrá que considerar el gasto de agua que se tenga, y por ende, resolver el problema de la separación aceite-agua.

Cuando el aceite y agua están mezclados y posteriormente se estabilizan, una capa de agua relativamente limpia debe de aparecer en el fondo. El aumento de esta capa de agua conforme transcurre el tiempo, debe seguir el comportamiento de la curva que se presenta en la figura 5.1

Después de un periodo de tiempo, de 3 a 20 minutos el asentamiento cesa, el cambio en la altura del agua deberá ser

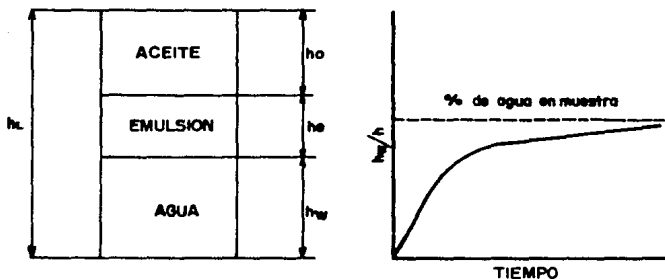


Fig. 5.1 .- Tiempo vs. h_w/h_t .

despreciable. La fracción de agua, obtenida del asentamiento por gravedad es llamada agua libre.

Las leyes que rigen la depositación a causa de la fuerza de gravedad en el caso de la separación de dos fases, son válidas también para separar tres fases. Entonces, para la capacidad de tratamiento de gas, las relaciones utilizadas en la separación de dos fases son exactamente iguales para separadores de tres fases, ya sean verticales u horizontales.

Los aspectos básicos para diseñar un separador de tres fases son semejantes a los discutidos en el capítulo 4. La única novedad es la parte en donde se depositan los líquidos producidos y los medios de eliminación del agua que deben de ser implementados.

La forma y diámetro deberán en cierto grado, determinar el tipo de control a utilizar.

Es muy difícil predecir el diámetro de partícula de agua que puede abandonar la capa de aceite y depositarse. Si no se dispone de datos confiables de campo o de laboratorio, se han obtenido buenos resultados en el dimensionamiento de vasijas considerando que las partículas de agua con diámetro de 500 micras o mayor, se depositan en el fondo de la vasija a causa de la fuerza de gravedad. Con este criterio el tratamiento de aceite corriente abajo no requerirá de un excesivo tratamiento, debido a que contiene una cantidad poco considerable de agua.

Realizando las mismas consideraciones que en la separación de dos fases, las ecuaciones para determinar la capacidad de tratamiento de líquidos y la capacidad de tratamiento de gas se muestran a continuación.

5.2 Separador trifásico vertical.

También en los separadores trifásicos verticales se deberá de determinar un diámetro interior mínimo que satisfaga la capacidad de tratamiento de gas. Además, los separadores verticales deberán tener un diámetro mínimo para permitir que gotas de agua con diámetro del orden de 500 micras si no se dispone de otro dato se depositen en la interfase agua-aceite.

5.2.1 Capacidad de tratamiento de gas.

Al igual que en separadores bifásicos, se tiene :

$$d_i^2 = \frac{5.998 \times 10^{-5} \quad q_{g \text{ } Z_f \text{ } T_f}{P_f \text{ } v_t} \quad (5.1)$$

La velocidad de asentamiento v_t , es determinada con el procedimiento de la figura 3.4.

La capacidad de tratamiento de gas de un separador trifásico vertical es independiente de la longitud del separador.

5.2.2 Capacidad de tratamiento de líquido.

Un problema extra se tiene en el dimensionamiento de vasijas para separar tres fases: la interfase agua-aceite necesita un cierto tiempo para que logre su estabilización ; es decir, se deberá proporcionar al aceite y al agua un tiempo de residencia considerable para que se puedan separar el aceite de el agua o viceversa, dependiendo de la fase continua; aunque es más fácil que se separen las gotas de agua en el aceite (por su viscosidad). Las gotas de algún líquido deberán de depositarse o elevarse a una velocidad de asentamiento o velocidad terminal v_t , cuando éstas se encuentren rodeadas de líquido inmiscible, dependiendo de la densidad de las gotas con la densidad de la fase continua. Debido a que este proceso se lleva acabo bajo condiciones de flujo laminar, la ley de Stokes tabla 3.1, gobierna esta condición y por lo tanto, la velocidad terminal v_t está dado por :

$$v_t = \frac{g d_{pv}^2 (\rho_v - \rho_o)}{18 \mu_{fc}} \quad (5.2)$$

La velocidad que deberá tener el aceite para no arrastrar partículas de agua de diámetro mayores a d_{pv} es :

$$v_t = \frac{q_{fo}}{A} \quad (5.3)$$

Sustituyendo $A = \pi d_i^2 / 4$, en la ec. 5.3, se tiene :

$$v_t = \frac{4 q_{fo}}{\pi d_i^2} \quad (5.4)$$

Igualando las ecs.5.4 con la ec. 5.2 en el caso de aceite como fase continua :

$$\frac{g d_{pv}^2 (\rho_v - \rho_o)}{18 \mu_o} = \frac{4 q_{fo}}{\pi d_i^2} \quad (5.5)$$

Considerando el gasto de aceite a condiciones de flujo :

$$q_{fo} = q_{so} B_o \quad (5.6)$$

Sustituyendo la ec. 5.6 en la ec. 5.5, y resolviendo para diámetro interior d_i :

$$d_i^2 = \frac{72 \mu_o B_o q_{so}}{\pi g d_{pv}^2 (\rho_o - \rho_v)} \quad (5.7)$$

Considerando el diámetro de la partícula de agua de 500 micras :

$$d_i^2 = 0.01191 \frac{q_{so} B_o}{v_t} \quad (5.8)$$

Donde :

$$v_i = \frac{7.160 \times 10^{-3} (\rho_o - \rho_v)}{\mu_o} \quad (5.8a)$$

La ec. 5.8, representa el diámetro mínimo de la vasija para que partículas de agua con diámetro de 500 micras o mayores se incorporen a la interfase agua-aceite.

En la determinación de la altura total del líquido, se tiene que a partir del diseño de dos fases, ec. 4.10 :

En el caso de aceite :

$$d_i^2 h_o = 8.579 \quad q_{ao} \quad t_{ro} \quad B_o \quad (5.9)$$

En el caso de agua :

$$d_i^2 h_v = 8.579 \quad q_{av} \quad t_{rv} \quad B_v \quad (5.10)$$

La altura total del líquido es :

$$h_{tL} = h_o + h_v \quad (5.11)$$

Por lo tanto, sustituyendo las ecs. 5.9 y 5.10 en 5.11; y resolviendo para h_{tL} :

$$h_{tL} = \frac{8.579}{d_i^2} (q_{ao} \quad t_{ro} \quad B_o + q_{av} \quad t_{rv} \quad B_v) \quad (5.12)$$

La altura de agua y aceite h_v y h_o respectivamente, pueden ser determinadas con las ecs. 5.9 y 5.10.

5.2.3 Longitud tapa-tapa

Igual que para vasijas de separación de dos fases, la longitud tapa-tapa (L_{tt}) puede ser aproximada de la geometría de la vasija, una vez que la altura del aceite y la altura de el agua son seleccionados. Para propósito de dimensionamiento, las siguientes expresiones han demostrado ser útiles :

$$L_{ss} = [h_{TL} + 76 \text{ l}/12 \quad (5.13)$$

o

$$L_{ss} = [h_{TL} + d_i + 40 \text{ l}/12 \quad (5.14)$$

Donde d_i es el diámetro mínimo para la capacidad de gas.

Cualquier diámetro d_i mayor que el calculado en la ec. 5.1 y en la ec. 5.8, y que satisfaga la ec. 5.12, es aceptable.

5.2.4 Relación de esbeltez.

En la mayoría de los separadores trifásicos verticales, la relación de esbeltez [L_{ss}/d_i] debe oscilar entre 1.5 y 3.0, para permitir que la altura del líquido en la sección de almacenamiento de líquido se encuentre en razonable nivel.

5.3 Procedimiento para dimensionar vasijas verticales trifásicas.²

- 1.- Determinar el diámetro interior mínimo el cual permita el asentamiento de partículas de agua con diámetros de 500 micras o mayores, a través de la capa de aceite. Ec. 5.8.
- 2.- Determinar el diámetro interior mínimo que permita el asentamiento de partículas de aceite, de cierto diámetro seleccionado previamente a través del gas. Ec. 5.1.
- 3.- Seleccionar el diámetro mínimo mayor.
- 4.- Seleccionar tiempos de residencia del aceite [t_{ro}] y del agua [t_{rw}] y determinar h_{TL} , o sea, $(h_v + h_o)$ para varios diámetros interiores d_i . Ec. 5.12.
- 5.- Estimar la longitud tapa-tapa. Ecs. 5.13 y 5.14
- 6.- Seleccionar la vasija con el diámetro y longitud que satisfagan la relación de esbeltez establecida, es recomendable entre 1.5 y 3.0.

En la figura 5.2, se presenta el diagrama de flujo para elaborar un programa de cómputo.

5.4 Ejemplo.

Determinar las dimensiones de la vasija vertical para proporcionarle tratamiento a la mezcla de hidrocarburos con las siguientes características :

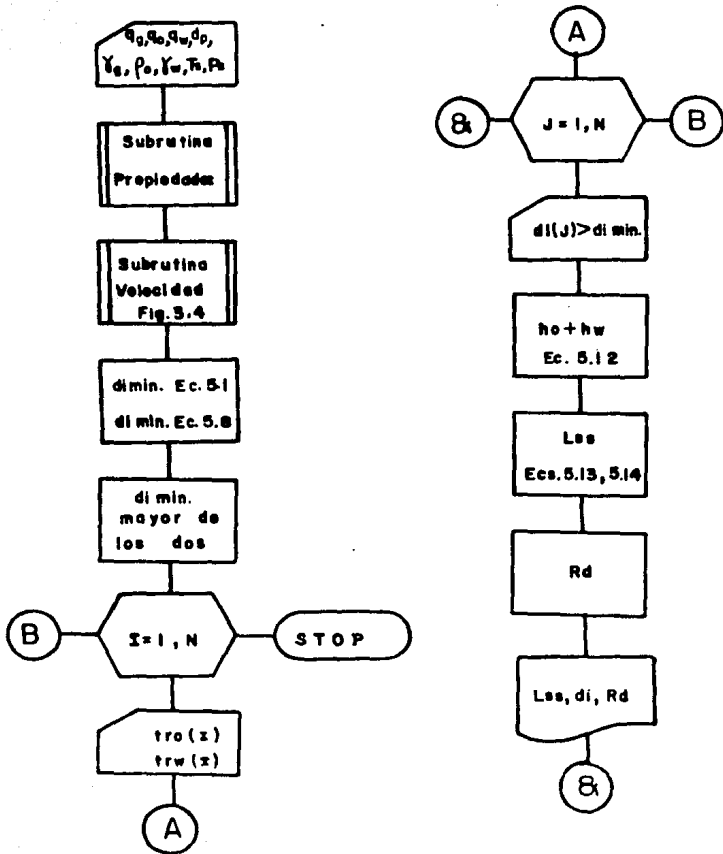


Fig. 5.2 .- Procedimiento para dimensionar vasijas verticales trifásicas.

Gasto de aceite = 5000 [bl/día]
 Densidad del aceite = 30 °API
 Gasto de agua = 3000 [bl/día]
 Densidad del agua = 1.07
 Gasto de gas = 5×10^6 [pie³/día] @ c. estándar
 Densidad relativa del gas = 0.6 [aire=1.0]
 Presión de operación = 100 [lb/pg²]
 Temperatura de operación = 90 °F

Con el procedimiento mencionado anteriormente y con la ayuda de un programa de cómputo :

Solución :

Diámetro interior para capacidad de líquido = 68.9666 [pg.]
 Diámetro interior para capacidad de gas = 47.40153 [pg.]

Por lo tanto, el diámetro mínimo para satisfacer tanto la capacidad de gas y la capacidad de líquido será :

$d_i = 68.9666$ [pg.]

Capacidad de tratamiento de líquido

t_{ro} [min.]	t_{rv} [min.]	d_i [pg.]	h_o+h_v [pg.]	L_{wv} [pie]	R_d
3.0	3.0	68.97	32.37	9.03	2.05
		74.97	27.40	8.62	1.90
		80.97	23.49	8.29	1.78
		86.97	20.36	8.03	1.69
		92.97	17.81	7.82	1.62
6.0	6.0	68.97	64.74	11.73	2.52
		74.97	54.79	10.90	2.26
		80.97	46.97	10.25	2.07
		86.97	40.71	9.73	1.93
		92.97	35.63	9.30	1.81
9.0	9.0	68.97	97.11	14.43	2.99
		74.97	82.19	13.18	2.63

80.97	70.46	12.20	2.36
86.97	61.07	11.42	2.16
92.97	53.44	10.79	2.01

Estos resultados son graficados en la figura 5.3.

5.5 Separador horizontal trifásico.^{2.º}

De acuerdo a las consideraciones establecidas en el capítulo 4 referente a la separación de dos fases :

5.5.1 Capacidad de tratamiento de gas.

A partir de la figura 5.2¹⁰ y de la ec. 4.24 :

Si $0 \leq \frac{h_L}{d_i} \leq 0.5$:

$$q_{gg} = C2 \frac{\rho_{gf} L_{ef} d_i \cos \theta}{\gamma_g (1 + X)} A_f v_t \quad (5.15)$$

Resolviendo para $L_{ef} d_i$:

$$L_{ef} d_i = \frac{q_{gg} \gamma_g (1 + X)}{C2 \rho_{gf} \cos \theta A_f v_t} \quad (5.16)$$

Donde :

$$A_f = \left[1 + \frac{(X^2 - X^4)^{0.5}}{R} - \frac{\text{ang} \cos (X)}{R} \right] \quad (5.17)$$

Para $0.5 < \frac{h_L}{d_i} < 1.0$:

Apartir de la ec. 5.15, resolviendo para $L_{ef} d_i$:

$$L_{ef} d_i = \frac{q_{gg} \gamma_g (1 + X)}{C2 \rho_{gf} \cos \theta A_f v_t} \quad (5.18)$$

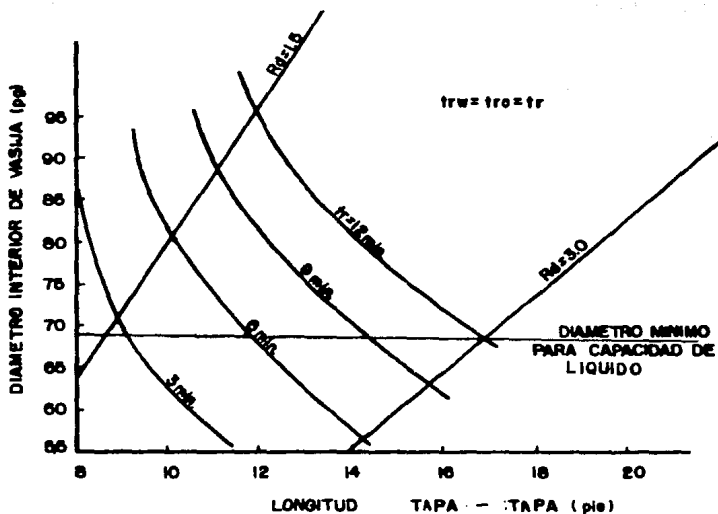


Fig. 5.3 .- Dimensionamiento de un separador vertical trifásico.

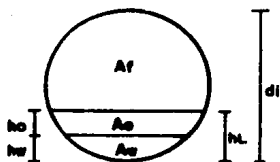
Donde :

$$A_f = \left[- \frac{(X^2 - X^4)^{0.5}}{\pi} + \frac{\text{ang } \cos(-X)}{\pi} \right] \quad (5.19)$$

y,

$$X = \left[1 - \frac{2 \text{ hTL}}{d_v} \right]$$

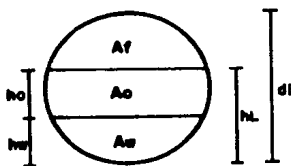
$$C2 = 148065$$



EN EL INTERVALO $0 < \frac{hL}{d} < \frac{1}{2}$

$$A_f = \frac{\pi d^2}{4} \left[1 + \frac{\sqrt{X^2 - X^4}}{\pi} - \frac{\text{Ang. Cos}(X)}{\pi} \right]$$

$$A_L = \frac{\pi d^2}{4} \left[\frac{\sqrt{X^2 - X^4}}{\pi} + \frac{\text{Ang. Cos}(X)}{\pi} \right]$$



EN EL INTERVALO $\frac{1}{2} < \frac{hL}{d} < 1$

$$A_f = \frac{\pi d^2}{4} \left[\frac{\sqrt{X^2 - X^4}}{\pi} + \frac{\text{Ang. Cos}(-X)}{\pi} \right]$$

$$A_L = \frac{\pi d^2}{4} \left[1 + \frac{\sqrt{X^2 - X^4}}{\pi} - \frac{\text{Ang. Cos}(-X)}{\pi} \right]$$

DONDE:

$$X = 1 - \frac{2hL}{d}$$

Fig. 5.4 .- Sección transversal de un separador horizontal trifásico.

5.5.2 Capacidad de tratamiento de líquidos.²

Como muestra la figura 5.4, el volumen total de líquido ocupado en la sección de almacenamiento de líquido, en un separador horizontal, ésta dado por :

$$\left[\begin{array}{c} \text{Volumen de} \\ \text{líquido} \end{array} \right] = K' \left[\begin{array}{c} \text{Area total de} \\ \text{la vasija} \end{array} \right] \left[\begin{array}{c} \text{Longitud} \\ \text{efectiva} \end{array} \right] \quad (5.20)$$

Donde K' es el porcentaje del área transversal ocupada por el líquido con respecto al área total transversal de la vasija.

Para el volumen de aceite :

$$V_o = K' \left[\frac{\pi d_i^2}{4} \right] L_{ef} \left[\frac{A_o}{AL} \right] \quad (5.21)$$

Para el volumen de agua :

$$V_w = K' \left[\frac{\pi d_i^2}{4} \right] L_{ef} \left[\frac{A_w}{AL} \right] \quad (5.22)$$

Por otro lado, los volúmenes también se definen como :

$$V_o = q_o t_{ro} B_o \quad (5.23)$$

$$V_w = q_w t_{rv} B_w \quad (5.24)$$

Sustituyendo las ecs. 5.20 y 5.21 en las ecs. 5.22 y 5.23 respectivamente, y resolviendo para A_o/A y A_w/A , se tiene :

$$\frac{A_o}{AL} = \frac{q_o t_{ro} B_o}{K' \left[\frac{\pi d_i^2}{4} \right] L_{ef}} \quad (5.25)$$

$$\frac{A_v}{AL} = \frac{q_v t_{rv} B_v}{K' \left[\frac{\pi d_i^2}{4} \right] L_{ef}} \quad (5.26)$$

Sumando las ecs. 5.25 y 5.26 :

$$\frac{A_o + A_v}{AL} = \frac{q_o t_{ro} B_o + q_v t_{rv} B_v}{K' \left[\frac{\pi d_i^2}{4} \right] L_{ef}} \quad (5.27)$$

Resolviendo para $d_i^2 L_{ef}$, en las unidades consideradas :

$$d_i^2 L_{ef} = \frac{0.715}{K'} [q_o t_{ro} B_o + q_v t_{rv} B_v] \quad (5.28)$$

Donde K' es el porcentaje del área ocupada por el líquido con respecto al área transversal total de la vasija.

Debido a que las partículas de agua deberán de cruzar el tirante de aceite para poderse incorporar a la interfase agua-aceite, existe por lo tanto, un espesor de aceite máximo para las condiciones dadas en el cual las gotas de agua deberán de depositarse; este espesor máximo depende directamente del tiempo de residencia que se le proporcione al aceite.

Considerando lo anterior :

$$v_t = \frac{h_o}{t_{ro}} \quad (5.29)$$

La velocidad terminal (v_t), en dos fluidos como el aceite y el agua la gobierna la ley de Stokes y considerando al aceite como fase continua, ec. 5.2 :

$$v_t = \frac{g d_p^2 (\rho_v - \rho_o)}{18 \mu_o} \quad (5.30)$$

Igualando la ec. 5.29 en la ec. 5.30 :

$$\frac{g d_{pv}^2 (\rho_v - \rho_o)}{18 \mu_o} = \frac{h_o}{t_{ro}} \quad (5.31)$$

Resolviendo para h_o :

$$h_o = \frac{g d_{pv}^2 (\rho_v - \rho_o) t_{ro}}{18 \mu_o} \quad (5.32)$$

Con la ec. 5.32 se puede obtener el máximo espesor de aceite, para permitir el depósito de las partículas de agua con diámetro d_{pv} . Espesores mayores h_o , permitirán que el aceite arrastre una considerable cantidad de agua.

Considerando el diámetro de la partícula de agua de 500 micras, la ec. 5.32 se convierte en :

$$h_o \text{ max.} = \frac{5.16 (\rho_v - \rho_o) t_{ro}}{\mu_o} \quad (5.33)$$

Para un tiempo de residencia del aceite (t_{ro}) y un tiempo de residencia del agua (t_{rw}) y el máximo espesor de aceite máximo $h_o \text{ max.}$ calculado, se deberá obtener un diámetro interior máximo de vasija :

$$h_o + h_v = h_{TL} \quad (5.34)$$

Si la altura total de líquido (h_{TL}) y la altura del nivel de agua (h_v), se expresan como un porcentaje del diámetro interior :

$$h_o + C d_i = K d_i \quad (5.35)$$

Donde :

$$C = \frac{h_v}{d_i} \quad (5.36)$$

$$K = \frac{h_{TL}}{d_i} \quad (5.37)$$

Resolviendo para h_o/d_i :

$$\frac{h_o}{d_i} = K - C \quad (5.38)$$

Expresando el área transversal de la vasija ocupada por el fluido agua con respecto al área transversal total, figura 5.4, se tiene :

$$\text{Si } 0 < \frac{h_v}{d_i} \leq 0.5 :$$

$$\frac{A_v}{A_T} = - \frac{(\pi X^2 - X^4)}{\pi} + \frac{\text{ang } \cos (X)}{\pi} \quad (5.39)$$

$$\text{Si } 0.5 < \frac{h_v}{d_i} \leq 1.0 :$$

$$\frac{A_v}{A_T} = 1.0 + \frac{(\pi X^2 - X^4)}{\pi} - \frac{\text{ang } \cos (-X)}{\pi} \quad (5.40)$$

$$\text{Donde } X = 1.0 - \frac{2 h_v}{d_i} \quad \text{o,}$$

$$X = 1.0 - 2 C$$

Graficando h_o/d_i contra A_v/A_T , para diferentes porcentajes de altura total de líquido con respecto al diámetro interior, se construye la gráfica de la figura 5.5.

Por lo tanto, determinando el cociente A_v/A_T ecs. 5.39 y 5.40 y conociendo la altura del líquido total (h_L) con respecto al diámetro interior (d_i), es decir la constante K , se lee en la gráfica de la figura 5.5 h_o/d_i .

El diámetro máximo para la altura de aceite máxima $h_o \text{ max.}$ previamente calculada con la ec. 5.33 es :

$$d_i \text{ max.} = \frac{h_o \text{ max.}}{h_o/d_i} \quad (5.41)$$

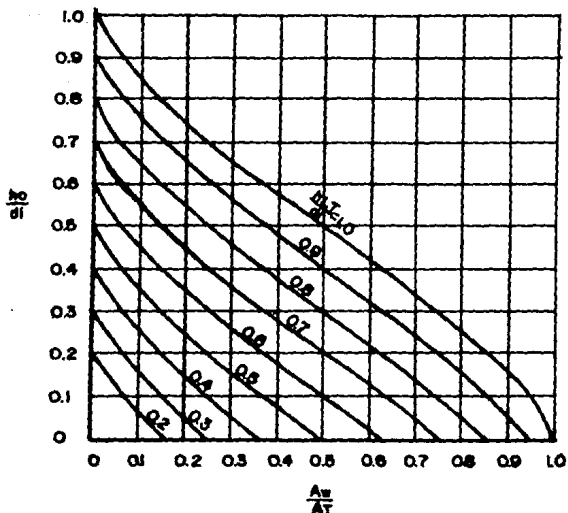


Fig. 5.5 .- Gráfica de h_o/d_i vs. A_w/A_t

El diámetro interior máximo es función del gasto de aceite, el gasto de agua, el tiempo de retención del aceite y el tiempo de retención del agua.

5.5.3 Longitud Tapa-Tapa.

La longitud tapa-tapa se puede estimar de la longitud efectiva usando las mismas expresiones que en separación de dos fases.

Cuando el diseño lo gobierna la capacidad de tratamiento del gas :

$$L_{es} = L_{ef} + 1.0 \quad (5.42)$$

En su caso, si el diseño es gobernado por la capacidad de tratamiento del líquido :

5.5.4 Relación de esbeltez.

Quando la capacidad de tratamiento de gas gobierna el diseño de la vasija, la relación de esbeltez deberá variar entre 4.0 y 5.0; para prevenir la incorporación de partículas de líquido a la corriente de gas. Si el dimensionamiento de la vasija la gobierna la capacidad de tratamiento de líquido, se podrá elegir una relación de esbeltez un poco mayor.

En la mayoría de los diseños de separadores horizontales² trifásicos, se recomienda una relación de esbeltez entre 3.0 y 5.0.

5.6 Procedimiento para dimensionar vasijas horizontales trifásicas.²

- 1.- Seleccionar tiempo de residencia del aceite (t_{ro}) y tiempo de residencia del agua (t_{rw}).
- 2.- Determinar el espesor de aceite máximo $h_{o\ max}$, con la Ec. (5.33)
- 3.- Determinar A_v/A_r con las ecs. 5.39 y 5.40
- 4.- Obtener h_o/d_i . Ec. 5.38.
- 5.- Calcular diámetro interior máximo ($d_{i\ max}$). Ec. 5.41.
- 6.- Determinar combinaciones de diámetro interior d_i y longitud efectiva (L_{ef}) para diámetros menores al determinado en el paso 5, que satisfaga la capacidad de tratamiento de gas. Ecs. 5.16 y 5.18.
- 7.- Determinar combinaciones de diámetro interior d_i y longitud efectiva (L_{ef}) para diámetros menores al determinado en el paso 5, que satisfaga el tiempo de residencia del aceite y el tiempo de residencia del agua. Ec. 5.28.
- 8.- Estimar longitud tapa-tapa. Ecs. 5.42 y 5.43
- 9.- Graficar resultados.
- 10.- Seleccionar aquellos diámetros y longitudes que satisfagan la condición de relación de esbeltez, es decir, entre 3.0 y 5.0.

En la figura 5.6 se presenta un diagrama de flujo para elaborar un programa de cómputo.

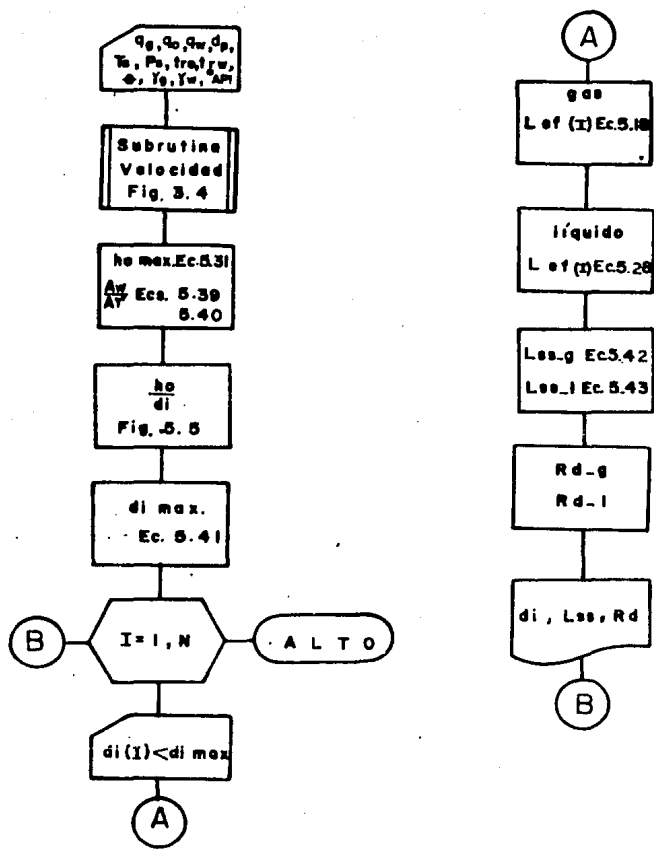


Fig. 5.6 .- Procedimiento para dimensionar vasijas horizontales trifásicas.

5.7 Ejemplo

Determinar las dimensiones de la vasija horizontal para proporcionar tratamiento a la mezcla de hidrocarburos con las siguientes datos:

Gasto de aceite = 5000 [bl/día]
Densidad del aceite = 30 °API
Gasto de agua = 3000 [bl/día] @ c. estándar
Densidad del agua = 1.07
Gasto de gas = 5×10^6 [pie³/día]
Densidad relativa del gas = 0.6 [aire=1.0]
Presión de operación = 100 [lb/pg²]
Temperatura de operación = 90 °F
Angulo de entrada de la mezcla = 45°
Tiempo de residencia del aceite = 5.0 min.
Tiempo de residencia del agua = 5.0 min.

Con el procedimiento mencionado en la fig.5.6 y con la ayuda de un programa de cómputo :

Solución :

ho max. = 54.44703 pg.

Capacidad de tratamiento de líquido

htL/di	di [pg.]	hv [pg.]	ho [pg.]	Lss [pie]	Rd
0.3	50.00	4.50	10.50	60.48	14.52
	60.00	5.40	12.60	42.00	8.40
	70.00	6.30	14.70	30.86	5.29
	80.00	7.20	16.80	23.63	3.54
0.5	50.00	8.00	17.00	30.52	7.33
	60.00	9.60	20.40	21.20	4.24
	70.00	11.20	23.80	15.57	2.67
	80.00	12.80	27.20	11.92	1.79
0.7	50.00	12.80	22.20	19.89	4.77

60.00	15.90	26.10	14.66	2.93
70.00	15.20	33.80	11.60	1.98
80.00	20.40	35.60	9.31	1.39

Estos resultados son graficados en la figura 5.7. Una vasija de 60 pg. x 21 pie con una altura de agua de 9.60 pg. y un espesor de aceite de 20.4, cumplirá las especificaciones establecidas.

Capacidad de tratamiento de gas

hTL/di	di (pg.)	Las (pie)	Rd
0.3	50.00	9.27	2.22
	60.00	9.25	1.85
	70.00	9.48	1.62
	80.00	9.86	1.48
0.5	50.00	9.62	2.31
	60.00	9.54	1.91
	70.00	9.73	1.67
	80.00	10.07	1.51
0.7	20.00	17.87	10.72
	25.00	15.05	7.22
	30.00	13.30	5.32
	35.00	12.81	4.17

La gráfica de la figura 5.8, servirá para no sobredimensionar los separadores, ya que éstos dependiendo de las características de los fluidos y de las condiciones de separación, tendrán un diámetro máximo.

hTL/di	hv/di	ho/di	di max. Ec. 5.41 (pg.)
0.2	0.1	0.1	544.4703
0.3	0.1	0.2	272.2351
	0.2	0.1	544.4703

0.4	0.1	0.3	181.4901
	0.2	0.2	272.2351
	0.3	0.1	544.4703
0.5	0.1	0.4	136.1176
	0.2	0.3	181.4901
	0.3	0.2	272.2351
	0.4	0.1	544.4703
0.6	0.1	0.5	108.8941
	0.2	0.4	136.1176
	0.3	0.3	181.4901
	0.4	0.2	272.2351
	0.5	0.1	544.4703
0.7	0.1	0.6	90.7450
	0.2	0.5	108.8941
	0.3	0.4	136.1176
	0.4	0.3	181.4901
	0.5	0.2	272.2351
	0.6	0.1	544.4703
0.8	0.1	0.7	77.7814
	0.2	0.6	90.7450
	0.3	0.5	108.8941
	0.4	0.4	136.1176
	0.5	0.3	181.4901
	0.6	0.2	272.2351
	0.7	0.1	544.4703
0.9	0.1	0.8	68.0587
	0.2	0.7	77.7814
	0.3	0.6	90.7450
	0.4	0.5	108.8941
	0.5	0.4	136.1176
	0.6	0.3	181.4801
	0.7	0.2	272.2351
	0.8	0.1	544.4703

Los anteriores resultados son graficados en la figura 8.8.

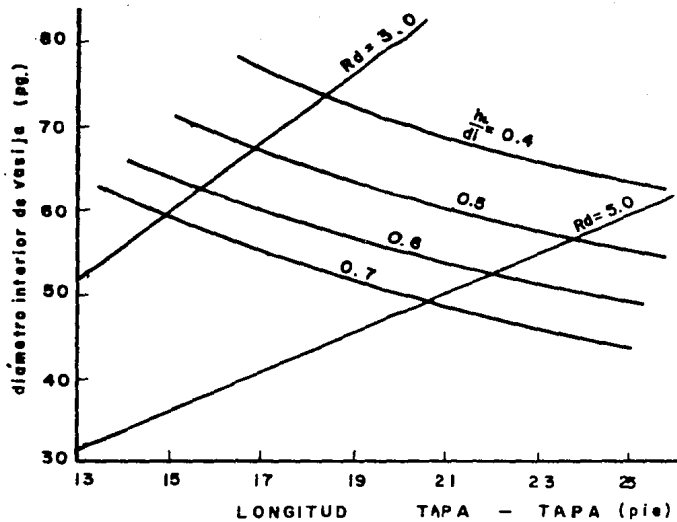


Fig. 5.7 .- Capacidad de tratamiento de líquido.

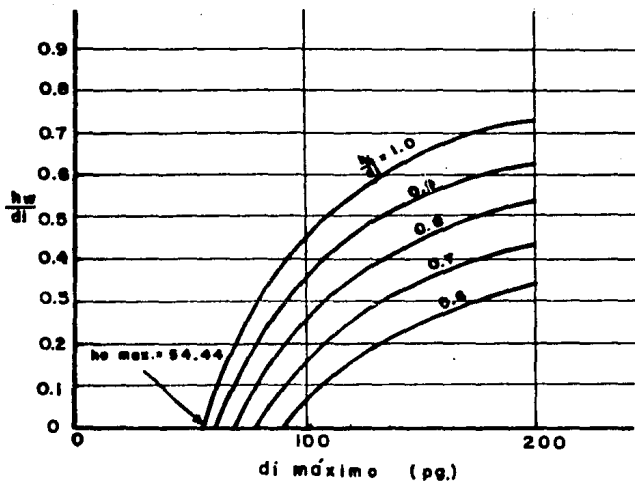


Fig. 5.8 .- Diámetro máximo vs. hw/di .

CAPITULO 6

OPTIMIZACION DE LA PRESION DE SEPARACION

6.1 Objetivos de producción.^{11, 13}

Desafortunadamente en la separación de aceite-gas y en algunos casos aceite-agua y gas llevada a cabo en instalaciones petroleras, no existe un criterio único para establecer las condiciones más propicias de operación en el equipo, es decir, se tiene que seleccionar las condiciones de operación adecuadas para las condiciones en particular que se tenga. Este inconveniente, llevará al ingeniero de producción apoyándose en las características de los fluidos producidos principalmente a establecer las condiciones de separación más apropiadas, considerando las siguientes variables de control: el tipo, el tamaño y los dispositivos internos del separador, tiempo de residencia, etapas de separación, área disponible para la instalación, presión y temperatura de separación. Así combinando estas variables permitirá obtener el sistema de separación deseado a un costo mínimo.

Para definir las condiciones de separación se deberá establecer previamente cual será el objetivo de producción. El objetivo de producción a seguir se deberá fijar realizando un análisis de sensibilidad,²¹ entre las diferentes alternativas que se presenten

bajo condiciones actuales y futuras. Por lo tanto, el objetivo de producción seleccionado deberá ser aquel que proporcione la mayor ganancia con respecto a la inversión.

Desde luego que no necesariamente el objetivo primario es la separación eficiente de las fases líquida y gaseosa, ya que en ciertas circunstancias puede ser más prioritario: maximizar la recuperación de hidrocarburos líquidos, disminuir los costos por compresión, incrementar el ritmo de producción, obtener gas y aceite estabilizados, minimizar el área ocupada por el equipo etc.

Todos los aspectos mencionados anteriormente inciden en el renglón económico, por lo que se pretenderá en cualquiera de las situaciones alcanzar el objetivo fijado minimizando el costo.

Frecuentemente los objetivos de producción están orientados a la obtención de:

- a) Mayor recuperación de hidrocarburos líquidos.
- b) Minimizar los costos por compresión.
- c) Incrementar las eficiencias de la separación gas-aceite.
- d) Incrementar los volúmenes de producción.
- e) Estabilización del gas aceite.

Así, se puede afirmar que la selección de las condiciones de separación dependen fundamentalmente de los objetivos de producción seleccionado en cada situación en particular.

6.1.1 Mayor recuperación de hidrocarburos líquidos.¹¹

La separación en etapas del aceite y del gas se realiza mediante una serie de separadores; figura 2.10, que operan a presiones sucesivamente más reducidas, es decir, el líquido es descargado de un separador de mayor presión a otro separador con presión de operación menor, hasta llegar al tanque de almacenamiento, donde se considera que se realiza la última etapa de separación a condiciones de presión y temperatura atmosférica. De esta manera se obtiene la mayor recuperación de hidrocarburos líquidos a las condiciones del tanque de almacenamiento y simultáneamente se consigue un alto grado de estabilización del líquido, así como del gas.

6.1.1.1 Procesos de liberación del gas.¹

Existen dos procesos de liberación del gas del líquido bajo condiciones de presión. Estos son : la liberación instantánea (flash) o vaporización instantánea y la liberación diferencial (por etapas) o vaporización diferencial.

El primero ocurre cuando se reduce la presión en el sistema manteniéndose en contacto el líquido con el gas, ésto es, el gas no es extraído del contacto con el líquido cuando la presión en el sistema se reduce.

En el segundo proceso, el gas es removido de la fase líquida al momento que se libera al reducirse la presión en el sistema, produciendo más líquido y menos gas. Una infinita serie de liberaciones instantáneas equivalen a una verdadera liberación diferencial.

En las baterías de separación ambos procesos están presentes.

Moses,^{1,2} describe la separación gas-líquido como una combinación de los procesos antes mencionados: inmediatamente abajo del punto de burbujeo donde no hay o es despreciable la saturación al gas, se lleva a cabo la liberación instantánea. A medida que la saturación de gas alcanza la saturación crítica el gas comienza a fluir y se desprende del aceite. Este es un proceso de liberación diferencial. Sin embargo, parte del gas permanece en el yacimiento junto al aceite a medida que la presión declina. Esta es una liberación instantánea. Así el proceso de liberación en el yacimiento comienza con una liberación instantánea y pronto llegan a combinarse liberación instantánea y diferencial. Así el aceite y el gas entran a la tubería vertical y fluyen ambos a superficie hasta los separadores. Aquí se realiza una separación instantánea. En el separador el gas y el aceite alcanzan el equilibrio para posteriormente ser drenados. Esto es un proceso instantáneo.

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

Para poder lograr una prueba de liberación diferencial ideal, se requiere de un número considerable de etapas de separación. Algunos autores¹ han determinado que un proceso de separación en instalaciones petroleras que constan de 5 o 6 etapas permite obtener condiciones favorables de separación :

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

Normalmente, el aspecto económico limita el número de etapas a tres o cuatro. Por lo tanto, se deben de tomar en cuenta para la instalación del número de etapas las siguientes condiciones:

- a) Las condiciones de venta del gas.
- b) El precio de venta del aceite y del gas.

Si el gas se vende sólo en volumen, es recomendable extraerle todos los vapores condensables posibles.

Por otro lado, si el gas es vendido por el contenido de galones por millon de pie cúbico, se puede dejar los vapores condensables en el gas, dependiendo de la instalación, condiciones y localización.

Si los hidrocarburos líquidos son vendidos en base a su volumen y densidad API, es conveniente extraerle todos los vapores condensados en el gas e incorporarle aquellos que incrementen el precio.

6.1.2 Minimizar los costos por compresión.

En el establecimiento de la presión de separación en un sistema en etapas, se puede fijar como objetivo principal la minimización de los costos por el equipo de compresión que se requiere para impulsar el gas producido hasta la planta de tratamiento. Por lo general, los costos por este concepto resulta bastante significativo, debido a los siguientes factores:

- Los volúmenes de gas que se separan en la batería son con frecuencia elevados, especialmente en la explotación de yacimientos de aceite volátil y gas y condensado que se caracterizan por tener relaciones gas-aceite y factores de volumen altos.

- La presión con que debe de llegar el gas a la planta de

tratamiento generalmente son del orden de 1000 lb/pg², por especificaciones de diseño de las propias plantas

- Generalmente, las distancias entre las baterías de separación y las plantas de tratamiento o (en el caso de plataformas de producción marinas a la costa) son considerables. Esto ocasiona que sea necesario enviar el gas a la planta de procesamiento.

Por lo anterior, la presión de separación en un sistema en etapas debe optimizarse a fin de minimizar la potencia de compresión requerida para transportar el gas separado.

6.1.3 Incremento de la eficiencia de separación gas-aceite.

Generalmente la eficiencia de un proceso de separación se relaciona con la cantidad de hidrocarburos licuables que contienen la fase gaseosa cuando abandona la vasija, es decir, cuando más alta sea la eficiencia de un separador, menor será la cantidad de líquido arrastrado por la corriente de gas. La máxima cantidad permisible que garantizan los fabricantes que debe manejar un separador funcionando eficientemente es de 0.1 gas/MMpie³@ c.s. La eficiencia de cualquier sistema de separación, depende fundamentalmente de parámetros como: Tipo, tamaño y dispositivos internos del separador, características de los fluidos producidos, del patrón del flujo presente, los volúmenes a manejar etc. Normalmente no es el objetivo de producción seleccionado.

6.1.4 Incrementar los volúmenes de producción.

Cuando las condiciones de explotación de un yacimiento son favorables, el ritmo de producción de sus pozos pueden incrementarse reduciendo la contrapresión en la superficie. La menor contrapresión y por consiguiente el mayor gasto, se obtiene colocando el separador junto al pozo y ajustando su presión de operación al valor que permita alcanzar la mayor producción con la mínima caída de presión entre el fondo del pozo y la superficie.

6.1.5 Estabilización del gas y aceite.

A fin de que el aceite no experimente pérdidas substanciales por vaporización durante su almacenamiento, al ser manejado a condiciones superficiales, es necesario estabilizarlo previamente.

El aceite se estabiliza ajustando su presión de vapor, de modo que ésta no sea menor que la presión atmosférica a la temperatura máxima esperada. El grado de estabilización del aceite se expresa generalmente mediante la presión de vapor Reid (PVR). Esta no es la presión de vapor verdadera (PVV), que es la que ejerce sobre un líquido su vapor, en condiciones de equilibrio, a una temperatura dada. Un aceite que sale de un separador que opera a 40 lb/pg² y 40°C, tiene una PVV de 40 lb/pg² a 40 °C. La PVR se obtiene mediante un procedimiento estándar utilizando una botella metálica especial y se determina bajo condiciones controladas de 100°F. Debido a las características de la botella metálica especial que se emplea para determinar la PVR de un aceite a 100°F, ésta es siempre ligeramente menor que su PVV, el rango de PVV de aceites que se transportan por buques, varía entre 8 y 14 lb/pg²abs. En algunos casos la estabilización del aceite, además de reducir sus pérdidas por vaporización, permite; incrementar la recuperación de hidrocarburos líquidos a condiciones superficiales por unidad de volumen de aceite a condiciones de yacimiento y remover el contenido de H₂S, mediante la eliminación de los componentes más livianos.

La presión de vapor de un aceite que es descargado de un separador, puede disminuirse aumentando la temperatura del separador o reduciendo su presión de operación.

Un estabilizador figura 6.1, es una torre de destilación diseñada y operada para recuperar la máxima cantidad de aceite, estabilizando a condiciones estándar a una Presión de Vapor Reid específica.

Los estabilizadores realizan esencialmente las mismas funciones que un tren de separadores operando en serie con pequeños decrementos de presión.

Un gas estabilizado no formará condensados al quedar sometido a los cambios de presión y temperatura que experimentará durante su transporte por tuberías superficiales. Los condensados se forman al disminuir la temperatura de un gas y, generalmente, al incrementar su presión. Por lo tanto, el gas se estabiliza eliminando los componentes que pudieran llegar a condensarse al ser manejados posteriormente. Si el gas no es estabilizado, el agua y los hidrocarburos condensados pueden ocasionar problemas de corrosión, formación de hidratos y disminución de la eficiencia del gasoducto.

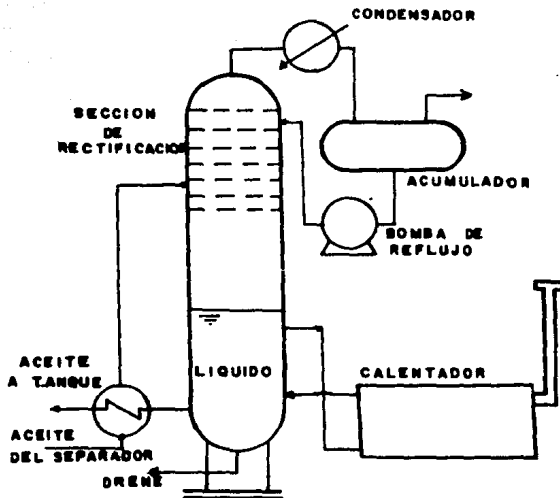


Fig. 6.1 .- Diagrama de un estabilizador.

6.2 Métodos para obtener la presión de separación óptima.

Cuando el sistema de separación es de varias etapas figura 2.10, y el gas producido se envía a una planta para su tratamiento o a través de los sistemas de ductos a ventas, es importante considerar las presiones de separación del gas en cada etapa con el fin de reducir a un mínimo los costos por compresión, lográndose consecuentemente una menor utilización de equipo. Por otro lado, si no se dispone de medios para transportar el gas separado, y es inevitable quemarlo, deben de considerarse las presiones de separación en las etapas, a fin de obtener el mayor volumen de aceite a las condiciones de almacenamiento por unidad de volumen de hidrocarburos extraídos del yacimiento.

6.2.1 Optimización de un sistema de separación en etapas para minimizar requerimientos de compresión.¹¹

En la mayoría de las instalaciones petroleras que reciben corrientes de hidrocarburos con alta relación gas-líquido, se manejan con frecuencia altos volúmenes de gas y consecuentemente, se hace indispensable transportar el gas separado en la batería hasta la planta de tratamiento, requiriendo algunas veces, cierta energía adicional. En estos casos se puede fijar como objetivo principal optimizar un sistema de separación en etapas para conseguir mínimos requerimientos de compresión, en decir, que permita disminuir al mínimo la potencia requerida para transportar el gas separado, de tal forma, que los costos por este concepto no sean tan significativos.

Para aplicar el método es necesario definir previamente el número de etapas de separación y contar con la siguiente información básica:

- Gasto de aceite que se vá ha manejar en el sistema de separación.
- La densidad relativa del gas separado.
- La relación gas-aceite en el tanque de almacenamiento.
- La densidad del gas a condiciones de tanque.
- La presión de envío a la planta de tratamiento del gas.
- La temperatura de flujo a la entrada y salida del sistema.
- La composición de la mezcla a la entrada del separador.

El procedimiento que se emplea en el método es iterativo. En cada iteración se debe de asignar valores de presión por etapa, se calculan los volúmenes de gas que se separa del aceite que entra al sistema de separación y con estos parámetros, se determina la potencia que se requiere para incrementar la presión al valor que permita enviar el gas a las plantas de tratamiento.

Este procedimiento se repite para un juego de valores de presión por etapa, hasta conseguir aquellos que permitan obtener la mínima potencia.

Las presiones de la última y primera 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 entrada del primer separador, para la última etapa la presión será la del tanque de almacenamiento, la cual equivale a las condiciones estándar.

Para calcular el volumen de gas liberado en la etapa a analizar, se puede emplear la siguiente ecuación:

$$q_{g,n} = \frac{(R_{s,n-1} - R_{s,n})}{10^6} q_{s,o}^* \quad (6.1)$$

El gasto de gas en la primera etapa está dada por:

$$q_{g1} = (RGA_T - R_s) q_{s,o} \quad (6.2)$$

Donde:

RGA_T - es la relación gas-aceite total.

$$q_{g1} = RGA_T q_{s,o} \quad (6.3)$$

Donde:

el subíndice $n-1$ indica la penúltima etapa.

$q_{g,n}$ - gasto de gas en la etapa n , 10^6 pie³/dia. @ c. estándar.

$q_{s,o}$ - gasto de aceite que maneja el sistema de separación @ c. estándar.

$R_{s,n-1}$ - relación de solubilidad en la etapa $n-1$.

$R_{s,n}$ - relación de solubilidad en la etapa n .

Las relaciones de solubilidad (R_s), pueden ser determinadas a partir de correlaciones empíricas, como la de Vásquez, Standing²², Oistein²⁶ por medio de cálculos de equilibrio gas-líquido.

La potencia teórica para incrementar la energía del gas separado en cada etapa, se puede determinar mediante la siguiente ecuación, que es de uso práctico :

$$H.P. = 44.5 Nc \left[\frac{k_1}{R_c} - 1 \right] \frac{q_{gn}}{K_1} \quad (6.4)$$

* Ver nomenclatura y unidades al final.

Donde:

$$k_1 = \frac{k-1}{k}$$

H.P. - Potencia teórica. [hp].

Nc. - Número de etapas de compresión.

Rc. - Relación de compresión (Pd/Ps).

k. - Relaciones de calores específicos (Cp/Cv).

Pd - Presión de descarga del compresor (lb/pg²)abs.

Pcom. - Presión de separación, que corresponde a la

presión de succión del compresor (lb/pg²)abs.

q_{g,n}. - gasto de gas en el separador en la etapa n.

La relación de compresión se recomienda, en la literatura¹⁸ que su valor sea menor de 4. Esta limitación se debe a que al incrementar la relación de compresión disminuye la eficiencia mecánica de los compresores y se incrementan los esfuerzos mecánicos del equipo.

Si la relación de compresión excede el valor de 4, la relación de compresión se determina de la siguiente manera:

$$Rc = \left[\frac{Pd}{Pcom} \right] \frac{1.0}{Nc} \quad (6.5)$$

La relación de calores específicos k, se ha determinado para gases de diferentes pesos moleculares y se calcula con la siguiente expresión:

$$k = \frac{1545.3 \left[2387982.99 - [2328.4 (1041.31 - MW_g)] \right]^{1/2}}{1164.2} \quad (6.6)$$

Donde:

k. - relación de calores específicos a 150°F

MW_g. - peso molecular del gas.

Finalmente la potencia real requerida por etapa, se debe de obtener dividiendo la potencia teórica entre la eficiencia total del equipo de compresión. Este último valor se ha correlacionado experimentalmente con la relación de compresión y puede calcularse mediante la siguiente expresión.

$$Ec = 0.969882 - \left[\frac{0.480065}{Rc} \right]$$

(6.7)

Donde:

Ec.- eficiencia de compresión

Rc.- relación de compresión

Una vez calculada la potencia real requerida para transportar el gas separado de cada etapa del sistema, se suma para obtener la potencia real total; la cual se gráfica respecto a las presiones asignadas a cada etapa.

Quando la potencia alcanza su valor mínimo, las presiones en cada etapa serán la óptimas para minimizar los costos por compresión del gas separado en el sistema.

6.2.2 Optimización de un sistema de separación en etapas para una mayor recuperación de hidrocarburos líquidos.

Otro criterio que es importante considerar en el establecimiento de las presiones de separación de un sistema en etapas, es la recuperación de hidrocarburos líquidos a las condiciones del tanque de almacenamiento. La operación de sistema de separación bajo estas condiciones, permite un mayor grado de estabilización de ambas fases; además de que aumenta la recuperación en tanque de 1 % o más. Esto último es también de importancia ya que si el gas separado se transporta, se reducen los problemas de operación por la condensación de hidrocarburos líquidos que están en fase gaseosa en las líneas, y en caso que sea necesario quemarlo, se minimizan las pérdidas económicas al disminuir la cantidad de condensados que son arrastrados en la corriente de gas.

Bajo estas condiciones, para establecer las presiones de separación, se dispone de un método cuyo principio a continuación se explica.

El proceso de la separación del aceite y el gas se puede simular mediante cálculos de equilibrio vapor-líquido (o de separación instantánea), ya que físicamente la corriente de flujo que se alimenta al separador, es llevada a las condiciones de equilibrio de fases a la presión y temperatura del mismo. A partir de estos cálculos se podrá determinar los gastos de masa, las composiciones y correspondientes fracciones molares de los componentes para cada una de las fases que salen del separador. Además mediante el balance de materia se puede obtener otras variables que son de importancia para el ingeniero de producción

tales como: volumen de gas separado en cada etapa, la densidad del aceite recuperado y el factor de volumen a diferentes presiones.²³

El método para optimizar las presiones de operación en un sistema de separación por recuperación de hidrocarburos líquidos, también es iterativo. Los datos básicos que se requieren conocer son:

- Número de etapas de separación.
- Temperatura de cada etapa.
- Análisis composicional de la mezcla de entrada al tren de separación.

Consiste en que conociendo la composición del fluido que alimenta al sistema de separación y la presión de separación en la primera y última etapa, se asignan presiones a las etapas intermedias con el fin de realizar un balance de materias vapor-líquido que determine en cada una de las etapas propuestas:

- La relación gas-aceite total ($RGAT$).
- La densidad del aceite a c.s.
- El factor de volumen a las condiciones de saturación

El proceso termina cuando se establecen las presiones que proporcione los valores mínimos de las tres variables anteriormente mencionadas. O también en el caso de la densidad del aceite el valor máximo si está expresado en °API.

Estas presiones son las óptimas debido a que los valores mínimos de la relación gas-aceite total y de densidad del aceite a las condiciones de tanque, indican que los hidrocarburos intermedios (C_4 y C_6) permanecen en el aceite, evitándose el arrastre de los mismos en el gas separado. El factor de volumen del aceite a la presión de saturación varía ligeramente en función del proceso de separación de hidrocarburos en la superficie. El valor mínimo de esta variable, significa que se requiere un volumen menor del aceite a las condiciones de saturación en el yacimiento, para obtener una unidad de volumen de aceite a las condiciones estándar. La obtención de estos parámetros se tratarán posteriormente.

En cada etapa del sistema, los valores mínimos de estas variables deben de coincidir en una misma presión de separación, que será la correspondiente a la presión óptima de operación en dicha etapa. Para esto se deben de graficar los resultados de las variables con la presión de cada etapa figura 6.2.

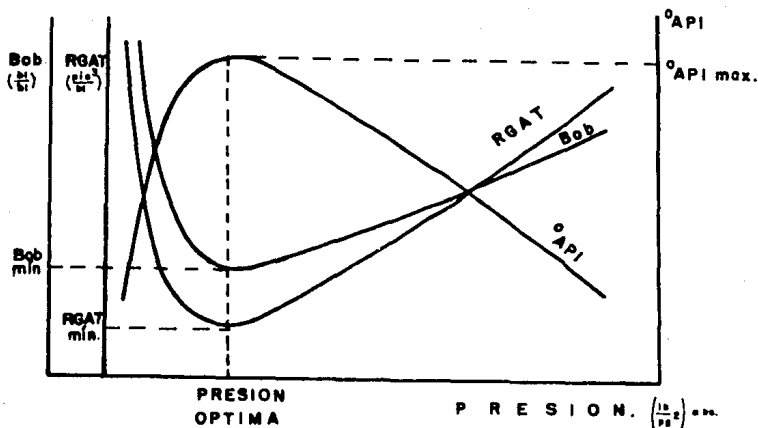


Fig. 6.2 .- Optimización de la presión de separación.

6.2.2.1 Balance de materia en un proceso de separación gas-aceite.¹⁴

Para cuantificar la cantidad de materia en fase gaseosa y la cantidad de materia en fase líquida, que conforman a la mezcla alimentada al separador cuando ésta es separada, se lleva a cabo con cálculos de balance de materia.

De un balance de materia, se tiene :

$$F = V + L \quad (6.8)$$

Esto es, el número total de moles alimentados al separador es igual al número de moles en fase líquida L , más el número de moles en fase gaseosa V .

Para un balance de materia por componente :

$$F z_i = V y_i + L x_i \quad (6.9)$$

Por definición, la constante de equilibrio para un componente i , es :

$$K_i = \frac{x_i}{y_i} \quad (6.10)$$

La constante de equilibrio K_i , puede ser obtenida con ayuda de la ecuación de estado de Peng-Robinson¹⁵ Apéndice A1.

El procedimiento consiste en determinar la fugacidad de cada elemento en cada fase, ya que a las condiciones de equilibrio se cumple que :

$$f_i^V = f_i^L \quad (6.11)$$

La fugacidad puede ser considerada como una presión de vapor modificada, represente correctamente la tendencia de escape de las moléculas de una fase al interior de la otra.

Combinando las ecs. 6.9 y 6.10 y resolviendo para x_i , se tiene la fracción molar del componente en la fase líquida. Considerando como unitario los moles alimentados al sistema:

$$x_i = \frac{z_i}{(K_i - 1)V + 1} \quad (6.12)$$

Y para la fase gaseosa :

$$y_i = \frac{z_i}{(1/K_i) + V} \quad (6.13)$$

A las condiciones de equilibrio, las fracciones molares de los los componentes de ambas fases debe sumar la unidad, es decir:

$$\sum_{i=1}^n x_i = 1.0 \quad (6.14)$$

y.

$$\sum_{i=1}^n y_i = 1.0 \quad (6.15)$$

Ya que tanto la composición de la alimentación al sistema es conocida, como las condiciones de operación, o se optimizarán, es posible determinar la constante de equilibrio, K .

La solución de las ecs. 6.12 y 6.13, es de forma iterativa, y el procedimiento es el siguiente :

- 1.- Suponer una constante de equilibrio para cada componente.
- 2.- Calcular las fracciones de líquido y vapor ecs. 6.12 y 6.13 y que cumplan las condiciones de las ecs. 6.14 y 6.15.
- 3.- Con la ecuación de estado de Peng-Robinson, determinar la constante de equilibrio verdadera.
- 4.- Se repite el procedimiento desde el paso 2, hasta cumplir cierta tolerancia. Ec. 6.11.

En la figura 6.3 se muestra un diagrama de flujo para elaborar un programa de cómputo.

6.2.2.2 Caracterización de una mezcla de hidrocarburos.²

En un sistema de separación formado por varias etapas, se pueden determinar varios parámetros a partir de un balance de materia :

- Peso molecular del gas.
- Densidad relativa del gas.
- Gasto de gas.
- Densidad relativa del líquido.
- Gasto de líquido.

Y apartir de estos parámetros :

- Relación gas-aceite.
- Densidad del aceite en el tanque.
- Gasto de aceite esperado en el tanque.
- Factor de volumen del aceite.

6.2.2.3 Peso Molecular del líquido.

El peso molecular de la corriente del líquido se calcula considerando el peso molecular promedio de cada componente, dado por:

$$PM_L = \sum x_i PM_i \quad (6.16)$$

o

$$PM_L = \frac{\sum L_i PM_i}{L} \quad (6.17)$$

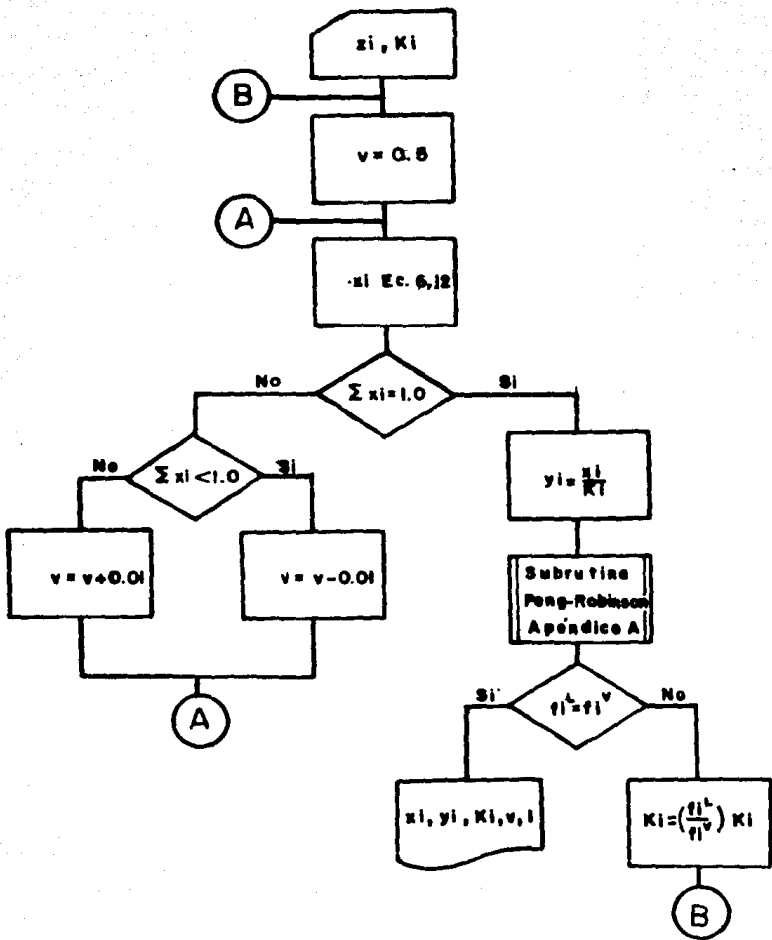


Fig. 6.3 .- Diagrama de flujo para un balance de materia.

6.2.2.4 Densidad relativa del gas.

La densidad relativa del gas con respecto al aire, se puede determinar de la siguiente manera :

$$\gamma_g = \frac{PM_t}{28.27} \quad (6.18)$$

6.2.2.5 Volumen de gas.

Si el volumen en la entrada de la corriente es conocida en moles/día, el número de moles de gas se puede determinar con :

$$V = \frac{F}{1 + (L/V)} \quad (6.19)$$

Por lo tanto, si el volumen en moles/día es conocido, el volumen de gas en (pie³/día) puede determinarse, recordando que 1 lb-mol de gas a c.s. ocupa 379.14 pie³ a c.s.. Por lo tanto :

$$V_g = 379.14 V \quad (6.20)$$

6.2.2.6 Densidad del líquido.

Recordando que el peso de cada componente es el número de moles de ese componente que a su vez es el peso molecular (lb=peso molecular por número de moles), la densidad relativa del líquido a c.s., está dada por:

$$\rho_o = \frac{\sum x_i PM_i \rho_{oi}}{\sum x_i PM_i} \quad (6.21)$$

$$\gamma_o = \frac{\rho_o}{62.4} \quad (6.22)$$

En grados API se tiene :

$$^\circ\text{API} = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5 \quad (6.23)$$

6.2.2.7 Volumen de aceite.

El volumen de líquido separado en moles, para una determinada

alimentación, puede ser determinada con:

$$V_o = \frac{L (MW)_1}{350(\gamma_o)} \quad [\text{pie}^3] \quad (6.24)$$

o

$$V_o = \frac{L (MW)_1}{5.615\rho_o} \quad [\text{bl}] \quad (6.25)$$

6.2.2.8 Determinación del volumen de alimentación (F) en un sistema de separación en etapas.²

En algunas ocasiones, el diseñador proporciona la fracción molar de cada componente en la corriente de alimentación al sistema, pero no proporciona el volumen molar de la corriente. Puede ser necesario la estimación del total de moles en la corriente de alimentación F, suponiendo el volumen esperado en el tanque de almacenamiento.

Si F_1 son los moles alimentados al sistema, los moles alimentados a la segunda etapa figura 6.4 :

$$F_2 = L_1 = t_1 F_1 \quad (6.26)$$

Para la tercera :

$$F_3 = L_2 = t_2 L_1 \quad (6.27)$$

Para un número m de etapas, se tiene que:

$$L_m = t_m (t_{m-1} \dots t_2 t_1 F_1) \quad (6.28)$$

En forma general :

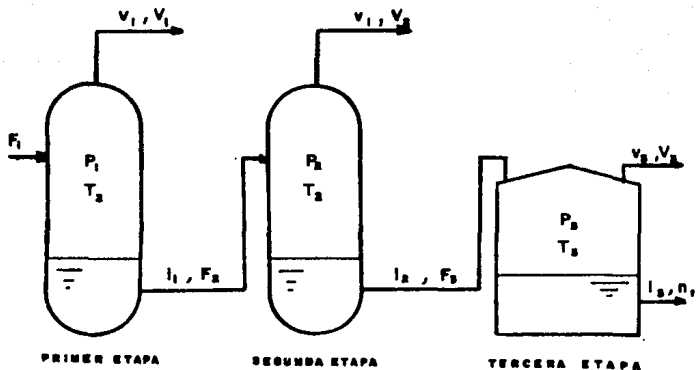
$$L_m = F_1 \prod_{i=1}^m t_i \quad (6.29)$$

Si F_1 es igual a 1.0 mol :

$$L_m = \prod_{i=1}^m t_i \quad (6.30)$$

De manera similar para el gas :

$$V_m = v_m F_1 \prod_{i=1}^m t_i \quad (6.31)$$



P.- Presión

T.- Temperatura

F.- No. de moles alimentados

V.- Moles de gas separado

l.- Moles de líquido por mol de alimentación

v.- Moles de gas por mol de alimentación

n.- Moles en el tanque de almacenamiento por mol de alimentación al sistema

Fig. 6.4 .- Alimentación a un sistema de separación.

Por lo tanto, resolviendo para F_1 , se tiene :

$$F_1 = \frac{L_m}{\sum_{i=1}^m l_i} \quad (6.32)$$

o,

$$F_1 = \frac{V_m}{v_m \sum_{i=1}^m \bar{v}_i} \quad (6.33)$$

Como una primera aproximación, se puede suponer que el aceite en el tanque está caracterizado por los componentes C_7^+ y más pesados. Así el número de moles L_m esperados en la última etapa (tanque) puede ser aproximado por :

De la ec. 6.24 :

$$L_m \approx \frac{350 \gamma_{oc7^+} Vol}{HW_{c7^+}} \quad (6.34)$$

o

$$L_m \approx \frac{5.615 \rho_{oc7^+} Vol}{HW_{c7^+}} \quad (6.35)$$

Así, determinando L_m , el problema de obtener F_1 , está resuelto.

6.2.2.9 Factor de volumen de aceite.

El factor de volumen del aceite puede ser obtenido a partir de un balance de materia :

$$B_o = \frac{\text{Vol. de ac. @ c. de sep.}}{\text{Vol. de ac. @ c. de tanque}} \quad (6.36)$$

$$\text{Vol. de ac. @ c. de sep.} = \frac{PM_a @ \text{c. de sep.} [\text{lb/mole}]}{\rho_{os} @ \text{c. de sep.} [\text{lb/pie}^3]} \quad (6.37)$$

$$\text{Vol. de ac. @ c. de tanque} = \frac{nt PM_t}{\rho_{ot}} \quad (6.38)$$

Donde :

n_t .- moles en el tanque por mol de alimentación.

PM_t .- Peso molecular del aceite en el tanque.

ρ_o .- Densidad del aceite @ c. de tanque.

Por lo tanto el factor de volumen de aceite es, sustituyendo las ecs. 6.37 y 6.38 en 6.36 :

$$B_o = \frac{PM_a \rho_o}{\rho_o PM_t n_t} \quad (6.39)$$

6.2.2.10 Relación gas-aceite.

La relación gas-aceite definida como el volumen de gas a volumen de líquido, a condiciones estándar, puede ser determinada por :

$$RGA_i = \frac{V_{g_i}}{V_{o_i}} \quad (6.40)$$

$$RGA_i = \frac{379.4 V_i \rho_o [5.615]}{PM_t n_t} \quad (6.41)$$

Para la relación gas-aceite total :

$$RGAT = \sum_{i=1} RGA_i \quad (6.42)$$

6.3 Método para determinar la presión de operación óptima en sistema de separación de tres etapas.¹⁷

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.

Las tres etapas incluidas aquí son dos separadores, mas el tanque de almacenamiento. En la primer etapa la presión de operación del separador es fijada generalmente por los requerimientos de compresión para transportar el gas a la planta de tratamiento o por la presión a la que llega la corriente de hidrocarburos. La presión de la tercera etapa (tanque de almacenamiento) es la presión atmosférica. De esta manera, la

presión en la segunda etapa es la que se vá a optimizar.

La determinación de la presión óptima de la segunda etapa, se basa en una correlación, para esto fueron analizados los fluidos producidos de diferentes pozos.

Este análisis condujo a la obtención de dos ecuaciones.

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

$$P_2 = A (P_1)^{0.686} + K_1. \quad (6.43)$$

Donde:

$$K_1 = \frac{A + 0.057}{0.0233} \quad (6.44)$$

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

$$P_2 = A (P_1)^{0.765} + K_2. \quad (6.45)$$

Donde:

$$K_2 = \frac{A + 0.028}{0.012} \quad (6.46)$$

En las ecuaciones anteriores:

La constante A es función de la composición de los fluidos que entran al sistema.

P₁.- Presión en la primera etapa (lb/pg²abs.)

P₂.- Presión en la segunda etapa (lb/pg²abs.)

La constante A se determina mediante la figura 6.5, para ello se debe de conocer la densidad relativa de la mezcla que entra al sistema de separación y el porcentaje molar de metano, etano y propano en la mezcla. En el caso de no conocer el porcentaje molar de estos componentes, el método no puede ser empleado. Esta correlación proporcionan resultados con un error medio del 5 %.

6.4 Método empírico para determinar la presión de separación en un sistema de separación en etapas.¹

Las relaciones de presión de operación entre etapas en una separación multietapas puede ser aproximada de la siguiente manera.

$$R' = \frac{P_1}{P_2} = \frac{P_2}{P_3} = \frac{P_3}{P_4} \dots \frac{P_{n-1}}{P_n} \quad (6.48)$$

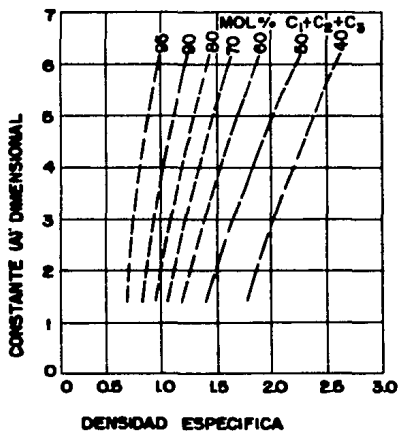


Fig. 6.5 .- Obtención de la constante A.

Donde:

n.- número de etapas.

P₁.- Presión en la primera etapa.

P₂.- Presión en la segunda etapa.

P₃.- Presión en la tercera etapa.

P₄.- Presión en la cuarta etapa.

P_n.- Presión en el tanque de almacenamiento (última etapa).

R'.- Relación de presión entre etapas.

Si se conoce P₁ y P₅ se tiene:

$$P_2 = R' P_3 \quad (6.49)$$

$$P_3 = R' P_4 \quad (6.50)$$

$$P_4 = R' P_5 \quad (6.51)$$

$$P_{n-1} = R' P_n \quad (6.52)$$

$$P_2 = R'R'P_4 = R'R'R'P_6 = R'^{n-1} P_n \quad (6.53)$$

Si $k' = n-1$, se tiene:

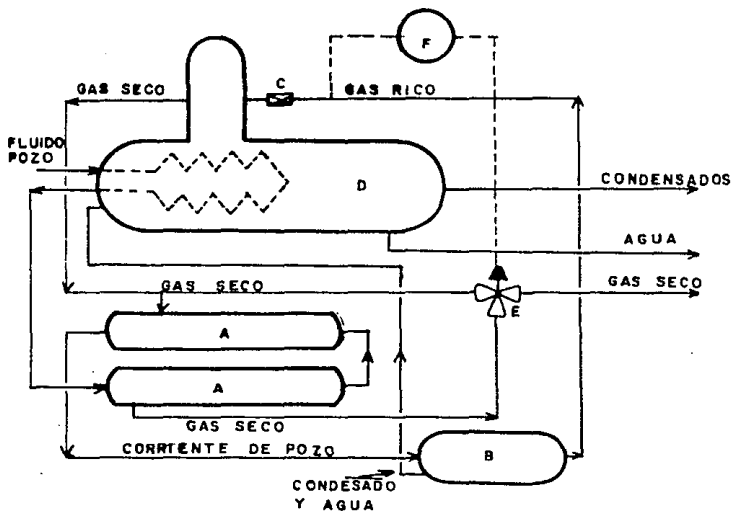
$$R' = \left[\frac{P_1}{P_2} \right]^{\frac{1}{k'}} \quad (6.54)$$

Conociendo la relación R' , se pueden calcular las presiones de separación en etapas intermedias. Sin embargo, las ecuaciones expresadas anteriormente dan una aproximación práctica, que puede ser usada si no se tiene ningún tipo de información disponible.

6.5 Sistema de separación a baja temperatura.

En la figura 6.6, se presenta el diagrama de flujo de un sistema de separación a baja temperatura convencional.

En muchos yacimientos los hidrocarburos se producen a una presión mucho mayor que la requerida a la entrada de la línea de transporte. En tales situaciones, se recomienda utilizar un sistema de separación a baja temperatura para secar el gas que se separa a alta presión. En el diagrama de la figura 6.7, se observa que la corriente de hidrocarburos proveniente de los pozos, se hace pasar a través de un serpentín sumergido en la sección de líquidos del separador a baja temperatura (S-BT), esto con la finalidad de fundir los hidratos que se pudieran formar por la presencia de agua y las bajas temperaturas que se tienen en el separador; posteriormente la corriente fluye del serpentín del S-BT a un intercambiador de calor de haz de tubos, donde se entra con el gas seco de salida al S-BT, a fin de tener una máxima recuperación de líquido libre en el eliminador. De aquí, la corriente de hidrocarburos pasa a través del eliminador de líquidos, donde se separan las fases gaseosas y líquidas para enviarse en forma independiente al S-BT. Los líquidos, condensados y agua, entran por la parte inferior del S-BT, con el fin de que sean calentados con el serpentín y en esta forma, los condensados se estabilizan parcialmente antes de enviarlos al sistema de transporte. La corriente de gas rico, continuara hasta el estrangulador donde



- A= INTERCAMBIADOR DE CALOR
 B= ELIMINADOR DE LIQUIDO
 C= ESTRANGULADOR
 D=SEPARADOR BAJA TEMPERATURA
 E= VALVULA DE TRES PASOS
 F= CONTROLADOR DE TEMPERATURA

Fig. 6.6 .- Sistema de separación a baja temperatura.

sufre una expansión, y por el efecto de Joule-Thompson el gas se enfría, realizando un intercambio de energía calórica entre la corriente caliente que viene del pozo y la corriente fría proveniente del estrangulador. Esta última es enfriada en ocasiones a temperaturas inferiores a la formación de hidratos. Los hidratos formados se precipitan hacia el fondo del S-BT, donde se funden por acción del calor aportado por el serpentín. La temperatura de los hidrocarburos que están pasando a través del serpentín, se reduce a un valor aproximado de 80°F o al punto más bajo permisible arriba de la temperatura de formación de hidratos a la presión corriente arriba del estrangulador. Esto proporcionará a la temperatura de separación más baja con la caída de presión disponible, y por lo tanto un mayor recuperación de líquidos.

La corriente de hidrocarburos enfriada por la expansión, fluye con los componentes ligeros revaporados por el serpentín, del S-BT al cambiador de calor, donde enfría a la corriente de hidrocarburos previo a su expansión a una temperatura de 30°F o menor. El gas seco enfriado por la expansión, fluye a través de la carcasa del cambiador de calor antes de entrar a las líneas de distribución, donde se calienta minimizando las posibilidades de la formación de hidratos en el sistema de transporte.

Del S-BT salen tres corrientes :

- 1.- Gas seco que se dirige al sistema de distribución.
- 2.- Condensados que se pueden enviar a estabilización o a distribución.
- 3.- Agua a presa.

Una válvula de tres vías controlada por la temperatura, es colocada como se indica en la figura 6.9, esto para mantener una temperatura arriba de la formación de hidratos antes del estrangulador.

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

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

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

separación a baja temperatura es particularmente atractivo cuando la presión de yacimiento es alta y se espera que se mantenga en ese rango por un período de tiempo del orden de 3 años o mayor.

6.5.1 Descripción del equipo.

Una unidad de separación a baja temperatura consiste básicamente de :

- 1) Un separador a baja temperatura.
- 2) Un eliminador de líquido.
- 3) Un cambiador de calor.
- 4) Un estrangulador.
- 5) Válvula de 3 pasos.
- 6) Controlador de temperatura.

6.5.1.1 Separador a baja temperatura.

Puede ser de 4 diferentes formas : vertical, horizontal, esférico o en forma de T invertida, como el que se muestra en la figura 6.10.

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

a) Por expansión se logra baja temperatura de separación, eliminándose mayor cantidad de líquido de la corriente de gas.

b) Con el serpentín situado en la parte inferior del separador, se tiene un calentamiento adecuado con el que se funden los hidratos que se pueden formar y, además, revaporiza los componentes ligeros de líquido que se integra a la corriente de gas que se va a las líneas de transmisión. Esta revaporización del líquido es especialmente importante, ya que si los componentes ligeros permanecen en el líquido, 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, proporciona un aceite más estable.

6.5.1.2 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 4000 lb/pg.² La función del eliminador es separar el agua de la corriente del pozo, antes de que ésta llegue al separador de baja temperatura. Con esto se evitan problemas de obstrucción en el estrangulador, ya que con la expansión del gas se puede reducir la temperatura abajo del punto de formación de hidratos.

6.6.1.3 Cambiador 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 100 °F. Sin embargo, es necesario abatirla todavía más, 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 formación de hidratos en las líneas que transportan el gas.

El sistema de separación a baja temperatura, se puede adaptar para recuperar el líquido del gas de baja presión cuando este gas se quema. La recuperación de líquido se logra disminuyendo de la temperatura del gas de baja presión por abajo de su temperatura de rocío.

6.6.1.4 Estrangulador.

Si la presión en el separador de baja temperatura va a ser controlada por la contrapresión en la línea de gas corriente abajo o por un regulador de contrapresión, es factible utilizar un estrangulador ajustable en la entrada del separador para regular el flujo de gas. Se puede emplear un estrangulador de regulación en la entrada del separador, ya sea como un regulador de presión o como un estrangulador ajustable para el control de flujo. Cuando se usa el estrangulador de regulación para el control de presión en el separador, un estrangulador adicional es necesario en la línea de gas corriente abajo de la unidad para el control del flujo.

En la práctica, es bueno utilizar una válvula de seguridad adicionalmente al regulador de contrapresión en la línea de distribución o transporte, esto con el fin de proteger tanques y tuberías en caso de que por altos gastos de flujo, se reduzca la

temperatura suficientemente para crear congelamientos en el regulador de contrapresión.

Conclusiones y recomendaciones.

1.- Para determinar la velocidad terminal v_t , con la cual se depositan las partículas de líquido con diámetro d_p , se elaboró un programa de cómputo, en donde se hace uso de la subrutina Spline y de la función Seval. Para su funcionamiento se desarrolló una base de datos con aproximadamente 5000 parejas de puntos extraídos de la grafica de la figura 3.3.

Con este procedimiento se tiene la ventaja que se evita el cálculo iterativo para determinar la velocidad terminal v_t , y también se consideran todos los rangos de Número de Reynolds; a la inversa de otros métodos^{2, 6} los cuales consideran únicamente la Ley de Stokes y su correspondiente rango de Número de Reynolds en la obtención de la velocidad terminal v_t .

2.- En algunos trabajos técnicos publicados, consideran que partículas de líquido con diámetro de 100 micras y mayores son separadas en la sección de separación secundaria y en este diámetro de partícula se apoyan para dimensionar las vasijas para la capacidad de tratamiento de gas.

En esta tesis, si se dispone de una mejor información, el método para dimensionar vasijas considera variable el diámetro de partícula de líquido que es separada por acción de la gravedad en la sección de separación secundaria.

3.- En el dimensionamiento de vasijas para separar dos fases, todos los parámetros que son involucrados, pueden variarse según las necesidades y características de los fluidos a separar, en vasijas horizontales no se considera el nivel de líquido a la mitad de ésta.

4.- Para vasijas de separación de tres fases, ningún parámetro permanece constante, excepto el diámetro de partícula de agua que sale de la capa de aceite, el cual se considera de 500 micras. En vasijas horizontales el nivel de líquido no se considera a la mitad de la vasija.

5.- Para asegurar una continua y aceptable separación, un separador deberá ser dimensionado de tal manera que nunca opere arriba de su capacidad máxima que debe de manejar.

6.- Dependiendo del objetivo de producción a seguir, se deberá de optimizar la presión de separación en un sistema de separación en etapas, ésto con el fin de disminuir los costos e incrementar la capacidad de funcionamiento de la instalación.

7.- Para perfeccionar el método de dimensionamiento de vasijas de separación bifásicas y trifásicas, se deberá complementar con la experiencia, ya que de ninguna manera las ecuaciones propuestas no rempiazan a la práctica y experiencia que tenga el ingeniero de producción.

8.- Los programas de cómputo para el dimensionamiento de vasijas bifásicas y trifásicas fueron elaborados en fortran 77, y están a disposición en la Coordinación de la Carrera de Ingeniería Petrolera.

9.- Comparando los resultados obtenidos con el método propuesto y con el método de Ken Arnold se tiene lo siguiente :

Considerando los datos de los ejemplos numéricos 4.5, 4.8, 5.4 y 5.7 :

Vasija bifásica vertical.

Díametro mínimo para capacidad de gas :

M. propuesto.- 29.50 pg.
M. Arnold .- 25.7 pg.

Capacidad de líquido.

	t_{ro} [min]	d_i [pg]	L_{se} [pie]
M. prpuesto.	2	30	9.93
M. Arnold.	2	30	9.40

Vasija bifásica horizontal.

Tratamiento de gas.

	d_i [pg]	L_{se} [pie]
M. propuesto.	20	6.72
M. Arnold.	20	4.40

Tratamiento de líquido.

	tr _o [min]	d _i [pg]	L _{ee} [pie]
M. propuesto.	3	42	7.5
M. Arnold	3	42	6.5

Vasija trifásica vertical.

Tratamiento de líquido.

	tr _o [min]	tr _v [min]	d _i [pg]	L _{ee} [pie]
M. propuesto.	10	10	84	12.60
M. Arnold.	10	10	84	14.20

Vasija trifásica horizontal.

Tratamiento de líquido.

	tr _o [min]	tr _v [min]	d _i [pg]	L _{ee} [pie]
M. propuesto	10	10	84	23.6
M. Arnold	10	10	84	21.5

Se puede observar que se obtienen resultados similares al método de Ken Arnold bajo las mismas condiciones.

Nomenclatura.

ap .-	Aceleración de partícula.	[pie/seg ²]
Ap .-	Area de partícula.	[pie ²]
Af .-	Area de flujo.	[pg ²]
AL .-	Area de líquido.	[pg ²]
Av .-	Area transversal ocupada por agua.	[pg ²]
Ao .-	Area transversal ocupada por aceite.	[pg ²]
AL .-	Area transversal de la vasija ocupada por líquido.	[pg ²]
Bo .-	Factor de volumen del aceite	[bl/bl]
Bod.-	Factor de volumen del aceite obtenido en una separación diferencial.	[bl/bl]
Bodb.-	Factor de volumen del aceite obtenido en una separación diferencial a la presión de saturación.	[bl/bl]
Bofd.-	Factor de volumen del aceite obtenido en un separación instantanea a la presión de saturación.	[bl/bl]
Bv .-	Factor de volumen del agua.	[adim.]
C .-	Porcentaje de altura del agua con respecto al diámetro interior de la vasija.	[adim.]
di .-	Diámetro interior.	[pg.]
dp .-	Diámetro de partícula.	[micras]
d _{pv} .-	Diámetro de partícula de agua.	[micra]
E .-	Eficiencia.	[adim.]
Ec .-	Eficiencia de compresión.	[adim.]
f .-	Factor de fricción.	[Adim.]
f ^L .-	Fugacidad del componente , en la fase líquida.	[lb/pg ²]
f ^V .-	Fugacidad del componente , en la fase de vapor.	[lb/pg ²]
F .-	Moles alimentados al sistema.	[mol/día]
F _e .-	Fuerza de empuje.	[lbr]
F _{ex} .-	Fuerza externa.	[lbr]
Fr .-	Fuerza de rozamiento.	[lbr]
Ft .-	Fuerza total.	[lbr]
g .-	Aceleración por gravedad.	[pie/seg ²]

gc	- Factor de conversión en la 2da. ley de Newton.	[lbm-pie/lbr-seg ²]
hL	- Altura de líquido.	[pg]
ho	- Altura de aceite.	[pg.]
htL	- Altura total de líquido.	[pg]
hv	- Altura de agua.	[pg.]
HP	- Potencia teórica.	[hp]
k	- Relación de calores específicos.	[adim.]
K'	- Porcentaje de área transversal ocupada por el líquido entre el área total de la vasija.	[adim.]
K	- Porcentaje de la altura total de líquido con respecto al diámetro interior de la vasija	[adim.]
K	- Contante de equilibrio.	[adim.]
l	- Moles de líquido separado por mol de alimentación.	[adim.]
L	- Moles de fase líquida.	[mol]
Lef	- Longitud efectiva.	[pie]
Lm	- Volumen de líquidos en moles en m etapas de separación	[mol]
Lm.	- Longitud tapa-tapa.	[pie]
m	- Masa.	[lbm]
mp	- Masa de partícula.	[lbm]
Mw	- Peso molecular.	[lbm/mol-lb]
Nc	- Número de etapas de compresión.	[adim.]
nt	- Moles en el tanque por moles de alim.	[adim.]
NRe	- Número de Reynolds	[adim.]
Pcom	- Presión de succión de compresoras.	[lb/pg ²]
Pd	- Presión de descarga de compresoras.	[lb/pg ²]
Pe	- Presión @ c. estándar	[lb/pg ²]
Pf	- Presión @ c. de flujo.	[lb/pg ²]
qfL	- Gasto de líquido @ c. de flujo.	[bl/día]
qfg	- Gasto de gas @ c. de flujo.	[pie ³ /día]
qfo	- Gasto de aceite @ c. de flujo.	[bl/día]
qg,n	- Gasto de gas en la etapa n. @ c.s.	[10 ⁶ pie ³ /día]
qeg	- Gasto de gas @ c. estándar.	[pie ³ /día]
qel	- Gasto de líquido @ c. estándar.	[bl/día]
qeo	- Gasto de aceite @ c. estándar.	[bl/día]

q _{ev} .-	Gasto de agua @ c. estándar.	[bl/día]
R	.- Constante de los gases reales.	[lb/pg ² -pie ³]*
		[°R mol-lb]
R'	.- Relación de presión entre etapas	[adim.]
R _c	.- Relación de compresión.	[adim.]
R _d	.- Relación de esbeltez.	[adim.]
R _e	.- Relación gas-aceite.	[pie ³ /bl]
R _{e,n}	.- Relación gas-aceite en la etapa n.	[pie ³ /bl]
RG _{Ai}	.- Relación gas-aceite en la etapa i.	[pie ³ /bl]
RG _{A_T}	.- Relación gas-aceite total.	[pie ³ /bl]
S	.- Máximo esfuerzo permisible.	[lb/pg ²]
t _r	.- Tiempo de residencia.	[min.]
t _{rg}	.- Tiempo de residencia del gas.	[min.]
t _{rw}	.- Tiempo de residencia del agua.	[min.]
t _{ro}	.- Tiempo de residencia de aceite.	[min.]
T _f	.- Temperatura @ c. de flujo.	[°R]
T _s	.- Temperatura @ c. estándar	[°R]
v	.- Moles de gas separado por mol de alimenticia.	[adim.]
V _g	.- Velocidad del gas.	[pie/seg]
v _t	.- Velocidad terminal.	[pie/seg]
V	.- Moles de fase de vapor.	[mol]
V _g	.- Volumen de gas @ c. estándar	[pie ³]
V _{gi}	.- Volumen de gas en la etapa i.	[mol]
V _m	.- Volumen de gas en moles en n etapas de separación.	[moles]
V _o	.- Volumen de aceite @ c. de flujo	[bl]
V _{ot}	.- Volumen de aceite en el tanque.	[bl]
V _l	.- Volumen de líquido @ c. de flujo	[bl]
V _w	.- Volumen de agua @ c. de flujo	[bl]
W _{vas}	.- Peso de la vasija.	[lb]
x _l	.- Fracción mol de la fase líquida.	[adim.]
y _l	.- Fracción mol de la fase de vapor.	[adim.]
z _l	.- Fracción mol de alimentación.	[adim.]
Z _f	.- Factor de compresibilidad @ c. de flujo	[adim.]
Z _s	.- Factor de compresibilidad @ c. s.	[adim.]
Δh	.- Diferencia de altura.	[pg.]

ρ_g	.- Densidad de gas.	[lb/pie ³]
ρ_{gf}	.- Densidad de gas @ c. de flujo.	[lb/pie ³]
ρ_o	.- Densidad de aceite @ c. de flujo.	[lb/pie ³]
ρ_{ot}	.- Densidad de aceite @ c. de tanque.	[lb/pie ³]
ρ_m	.- Densidad del metal.	[lb/pie ³]
ρ_p	.- Densidad de la partícula @ c. de flujo.	[lb/pie ³]
ρ_{ei}	.- Densidad del componente i @ c. estándar	[lb/pie ³]
ρ_v	.- Densidad del agua.	[lb/pie ³]
μ_g	.- Viscosidad del gas @ c. de flujo.	[cp]
μ_{fc}	.- Viscosidad de la fase continua	[cp]
μ_o	.- Viscosidad del aceite @ c. de flujo.	[cp]
γ_g	.- Densidad relativa del gas.	[Aire = 1.0]

REFERENCIAS.

- 1.- Frick, T.C. y Taylor, R.W.
Production Petroleum Handbook
Ed. MacGraw Hill Book
1962.
- 2.- Arnold, K. y Stewart, M.
Surface Production Operation. Vol. 1
Ed. Gulf Publishing Company
1986.
- 3.- Gómez, C.J., Becerril, C. y Flores, S.L.
Apuntes de Manejo de la Producción en Superficie
Facultad de Ingeniería, U.N.A.M.
1986.
- 4.- Perry, H.R. y Green, D.
Chemical Engineer's Handbook
Ed. MacGraw Hill
1984.
- 5.- Campbell, M.J.
Gas Conditioning and Processing. Vol. 1
Ed. Campbell Petroleum Series.
1979.
- 6.- Nolasco, H.J.
Diseño de separadores de gas.
Ingeniería Petrolera.
Septiembre, 1977.
- 7.- Cadena, M.R.
Cálculo y Selección de Separadores de Dos Fases Operando
con Aceite Espumoso.
Ingeniería Petrolera.
Junio, 1976.
- 8.- Forsythe, G.E., Malcon, M.A. y Moler, C.B.
Computer Methods for Mathematics Computation
Ed. Printice Hall
1977.
- 9.- Becerra, A. T.
Capacidad de Manejo de Gas en Separadores Horizontales
Tesis posgrado, D.E.P.F.I., U.N.A.M.
1988.
- 10.- Sokolnikoff, R.
Mathematics of Physics and Modern Engineering.
Ed. MacGraw Hill
1966.

- 11.- Nolasco, M.J. y Martínez, S.J.
Optimización de las Condiciones de Operación en Sistemas de Separación Gas-Aceite.
Ingeniería Petrolera
Junio, 1980
- 12.- Moses, P.L.
Engineering Application of Phase Behavior of Crude Oil and Condensate Systems
Journal Petroleum Technology
Julio, 1986.
- 13.- Escobar, R.L.
Ingeniería Básica de Diseño de instalaciones de Producción
Tesis Posgrado, D.E.P.F.I., U.N.A.M.
1981.
- 14.- Nolasco, M.J.
Optimización de las condiciones de Operación en un Sistema de Separación Gas-Aceite.
Proyecto D-3803, I.N.P.
1981.
- 15.- Gonzalez, H.S. y De la Garza, G. N.
Apuntes de Físicoquímica y Termodinámica de los Hidrocarburos.
Facultad de Ingeniería, U.N.A.M.
1984.
- 16.- Peng, D.Y. y Robinson, D.B.
A New Two-Constant Equation of State.
Ind. Eng. Chem. Fund.
Vol. 15, No. 1, 1976.
- 17.- Campbell, J.M. y Whinery, K.F.
A method for Determining Optimum Second Stage pressure in tree Satage Separation.
Petroleum Transaction, A.I.M.E.
Vol. 213, 1958.
- 18.- Kennedy, J.C.
Here is What Affects Hp Needs.
Oil and Gas Journal.
Noviembre, 1967.
- 19.- Análisis de Sistemas de Separación a Baja Temperatura para el Manejo de la Producción de Yacimientos de Gas y

Condensado.

Tesis Profesional, U.N.A.M.

1984.

- 20.- Kryska, T. B.
Offshore Process System Design Requires Exact Planning.
The Oil and Gas Journal.
Julio 26, 1976.
- 21.- Taylor, G. A.
Ingeniería Económica.
Ed. Limusa.
1985.
- 22.- Standing, M. B.
A Pressure-Volume-Temperature Correlation for Mixture.
Drill. and Prod. Prac., API.
1947.
- 23.- Lee, A. L.
The Viscosity of Natural Gas.
Transaction, A.I.M.E.
1966.
- 24.- Benedict, M.
An Empirical Equation for Thermodynamic Properties of
Light Hydrocarbons and Their Mixture.
Journal Chemical Physics. Vol. 8
1940.
- 25.- Amyx, Bass y Whiting
Petroleum Reservoir Engineering.
McGraw Hill Book.
1960.
- 26.- Oistein, G.
Generalized Pressure-Volume-Temperature Correlation.
Journal of Petroleum Technology.
Mayo, 1940.

APENDICE A.

La ecuación de estado propuesta por Peng-Robinson ¹⁶ es:

$$P = \frac{R T}{V - b} - \frac{a}{V(V + b) + b(V - b)} \quad (\text{A-1})$$

Donde (a) es función de la temperatura.

Esta ecuación también puede ser expresada como :

$$(Z - B)(Z^2 + 2ZB - B^2 + A) - (Z^2 + 2ZB - B^2) = 0 \quad (\text{A-2})$$

Si :

$$Z = \frac{P V}{R T} \quad (\text{A-3})$$

$$A = \frac{a P}{R^2 T^2} \quad (\text{A-4})$$

$$B = \frac{b P}{R T} \quad (\text{A-5})$$

La ecuación A-2 puede arreglarse en la forma siguiente :

$$Z^3 + (B - 1)Z^2 + (A - 3B^2 - 2B)Z + (B^3 + B^2 - AB) = 0 \quad (\text{A-6})$$

Aplicando el criterio del punto crítico a la ecuación de estado A-1, se encuentra que el valor de las constantes de la ecuación de estado en este punto son :

$$a_c(T_c) = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (\text{A-7})$$

$$b_c(T_c) = 0.0778 \frac{R T_c}{P_c} \quad (\text{A-8})$$

$$Z_c = 0.307 \quad (\text{A-9})$$

Estas constantes pueden ser determinadas a cualquier temperatura mediante las siguientes expresiones :

$$a_i(T) = a_i(T_c) \alpha(T_r, \omega) \quad (A-10)$$

$$b_i(T) = b_i(T_c) \quad (A-11)$$

Donde :

α .- Factor de escalamiento.

ω .- Factor acéntrico.

T_r .- Temperatura reducida, definida como T/T_c .

El factor de escalamiento fué linealizado para todas las substancias como :

$$\alpha^{1/2} = 1 + \lambda(1 - T_r^{1/2}) \quad (A-12)$$

En donde :

$$\lambda = 0.37464 + 1.5422 \omega - 0.26992 \omega^2 \quad (A-13)$$

Para una mezcla, el factor de fugacidad para el componente k , se determina con la siguiente expresión :

$$\ln \frac{f_k}{x_k P} = \frac{b_k}{b} (Z-1) - \ln(Z-B) - \frac{A}{2.828 B}$$

$$\left[\frac{2 \sum x_i a_{ik}}{a} - \frac{b_k}{b} \right] \ln \left[\frac{Z + 2.414 B}{Z - 0.414 B} \right] \quad (A-14)$$

Las reglas de mezclado utilizadas para las ecuaciones anteriores son :

$$a = \sum_i \sum_j x_i x_j a_{ij} \quad (A-15)$$

$$b = \sum_i x_i b_i \quad (A-16)$$

En donde :

$$a_{ij} = (1 - \delta_{ij}) a_i^{1/2} a_j^{1/2} \quad (A-17)$$

δ_{ij} , son coeficientes de interacción binaria, determinados empíricamente, para mezclas de hidrocarburos se consideran igual a cero.

En la figura A1, se muestra un diagrama de flujo para elaborar un programa de cómputo.

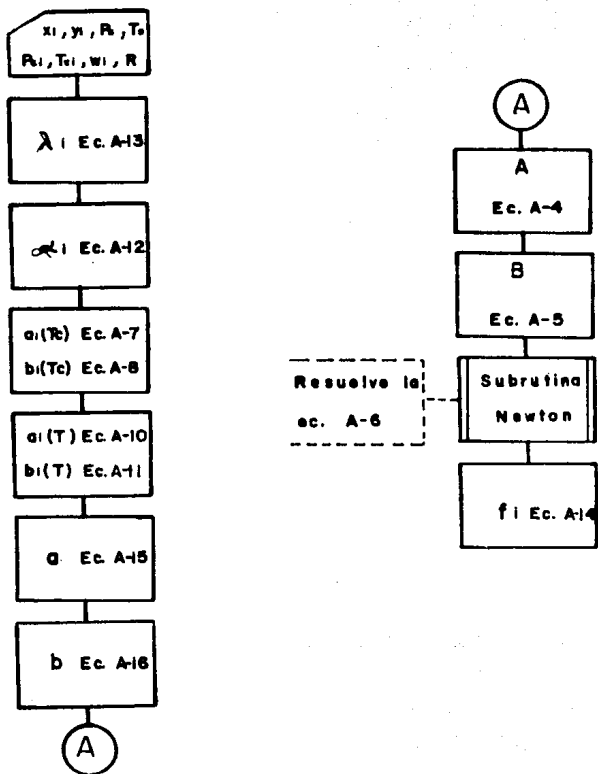


Figura A-1 Procedimiento para resolver la ec. de estado de Peng-Robinson¹⁶.