

2
2 y'



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

**PROCESO DE ESTABILIZACION
DE ACEITE CRUDO
Y CONDENSADO**

T E S I S

Que para obtener el título de:

INGENIERO PETROLERO

P r e s e n t a n :

ANDRES EDUARDO MOCTEZUMA BERTHIER

VICTOR MANUEL ALMANZA MENDEZ



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

	Página
PROLOGO	i
I. INTRODUCCION	1
II. PRESION DE VAPOR	4
III. PRINCIPIOS DE LA ESTABILIZACION DE ACFITE CRUDO	19
Estabilización por reducción de presión	
IV. CONTROL DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS	33
Control de nivel del líquido	
Control de presión	
V. OPERACION DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS	50
Procedimiento de arranque	
Procedimiento de paro	
Supervisión rutinaria de la operación	
Fallas más comunes en el sistema	
VI. ESTABILIZADOR TIPO DESTILACION	56
Descripción del diagrama de flujo	
Descripción del equipo	
Aplicación de los estabilizadores	
VII. CONTROL DEL ESTABILIZADOR	65
Control de reflujo	
Presión de operación del estabilizador	
Control de la temperatura de fondo	
Control de la temperatura de alimentación	
Localización del plato de alimentación	

VIII. OPERACION DEL ESTABILIZADOR	89
Procedimiento de arranque	
Procedimiento de paro	
Supervisión rutinaria de operación	
Fallas más comunes en el sistema	
IX. CONCLUSIONES	103
BIBLIOGRAFIA	105

P R O L O G O

La estabilización es el proceso que consiste en remover los componentes ligeros del aceite crudo o condensados, con el objeto de que los hidrocarburos ligeros no sufran pérdidas sustanciales por vaporización durante su almacenamiento o al ser manejados a condiciones superficiales. Esto se logra ajustando su Presión de Vapor, de tal forma que sea menor que la presión atmosférica a la temperatura máxima esperada.

El grado de estabilización de un líquido se acostumbra expresar mediante su Presión de Vapor Reid, la cual no corresponde a la presión de vapor verdadera, que es la que ejerce un líquido sobre su vapor en condiciones de equilibrio, a una temperatura dada. La Presión de Vapor Reid se obtiene mediante un procedimiento estándar, utilizando una botella metálica especial, determinándose bajo condiciones controladas a 100 °F.

En este trabajo se discuten los procesos más comunes para la estabilización del aceite crudo y condensado, y tiene como objetivo disponer de un manual práctico de consulta para personal relacionado con la ingeniería de producción de los hidrocarburos. También, se pretende que dicho manual se utilice como material didáctico para impartir cursos relacionados con el tema.

De manera resumida, el contenido del presente trabajo es el siguiente:

Incluye un capítulo sobre la presión de vapor, que es la propiedad física principal relacionada con la estabilización. En éste se presentan las principales aplicaciones que se le pueden dar a las curvas de presión de vapor para aceite crudo.

En otra parte, se describe el método de estabilización del aceite crudo con abatimientos de presión mediante un sistema de separación en etapas. Además se analiza económicamente el efecto de aumentar las etapas y se describe un procedimiento para establecer el número más adecuado de éstas. Asimismo, se presentan aspectos relacionados con el control y la operación de los sistemas de separación.

La última parte trata sobre las torres de estabilización para aceite crudo y condensados, cuya función es semejante a la de un sistema de separación en etapas. En ésta, se hace un análisis de la operación y control del estabilizador, así como una descripción de los componentes que integran el sistema.

Es importante hacer notar que en este trabajo, la Presión de Va por Reid en todos los casos está en unidades absolutas. Por otra parte, al considerar el número de etapas de separación, a diferencia de lo acostumbrado, no se incluye el tanque de almacenamiento como etapa final. Es decir, al referirse a un sistema con dos etapas, se trata de uno con dos separadores en serie y el tanque de almacenamiento.

CAPITULO I

INTRODUCCION

El crudo producido de un pozo de aceite o el condensado producido de un pozo de gas, es una mezcla de muchos hidrocarburos.

Los hidrocarburos más volátiles en el líquido son metano, etano, propano y butanos. En un estado puro, cada uno de estos hidrocarburos es un gas a presión atmosférica y temperatura ambiente, y se les denomina comúnmente como componentes ligeros.

Otros hidrocarburos en el aceite crudo y condensado incluyen a aquéllos usados para gasolina, turbosina, aceite para calentamiento, etc. Pudiéndose generalizar la composición del crudo como una mezcla de componentes ligeros, gasolinas y aceite combustible.

La mayor parte de los componentes ligeros, debe ser removida del aceite crudo o condensados antes de descargarlos en el tanque de almacenamiento, el cual se encuentra a condiciones atmosféricas; de lo contrario, parte de ellos se vaporizarán en el tanque, dando como resultado una pérdida de productos líquidos creando así un medio ambiente de peligro y contaminación.

La cantidad de componentes ligeros en el aceite crudo o condensados, depende de la presión en la cabeza del pozo y de la relación gas-aceite (RGA) con la que fluyen los pozos. El aceite de pozos de alta presión con una RGA elevada, tiene una gran concentración de componentes ligeros; por otro lado, el aceite de pozos de baja presión, o aquéllos con una RGA baja, tienen una cantidad menor de componentes ligeros. Los condensados de los pozos de gas tienen una concentración alta de componentes ligeros.

El proceso de separar los componentes ligeros del aceite crudo o condensado, es conocido comúnmente como estabilización. El líquido -conteniendo componentes ligeros y que presenta vaporización en el tanque a condiciones atmosféricas, es algunas veces referido como aceite crudo inestable. El valor que permite determinar si un aceite crudo es o no inestable, es la Presión de Vapor Reid (PVR).

Este concepto es discutido con más detalle en el siguiente capítulo. Un aceite con una presión de vapor Reid por debajo de 12 a 13 lb/pg² es considerado estable. Uno con una PVR mayor que este valor es

inestable.

En este manual, se discuten la mayor parte de los procesos comunes para la estabilización del aceite crudo y condensado, cuando con tienen altas concentraciones de componentes ligeros. El aceite crudo - producido de pozos de baja presión o pozos con unidades de bombeo, tiene muy bajas concentraciones de componentes ligeros, los cuales son removidos con separadores colocados en la cabeza del pozo o mediante unidades de tratamiento, sin requerir un proceso de estabilización especial.

C A P I T U L O I I

PRESION DE VAPOR

Como se mencionó, el aceite crudo y los condensados son mezclas de muchos hidrocarburos, cada uno de los cuales tiene propiedades diferentes uno del otro. La propiedad física principal relacionada con la estabilización, es la presión de vapor (PV). Esta se obtiene por medio de la lectura en un manómetro colocado en un separador conteniendo hidrocarburos gaseosos y líquidos. Esta lectura del manómetro, es la presión de vapor de los hidrocarburos líquidos contenidos en el recipiente, cuando el gas está en equilibrio con el líquido.

La presión de vapor de algunos hidrocarburos puros se presenta en la Figura 1 en unidades de presión absoluta. La presión absoluta es la suma de la presión manométrica más la presión atmosférica. Las ecuaciou

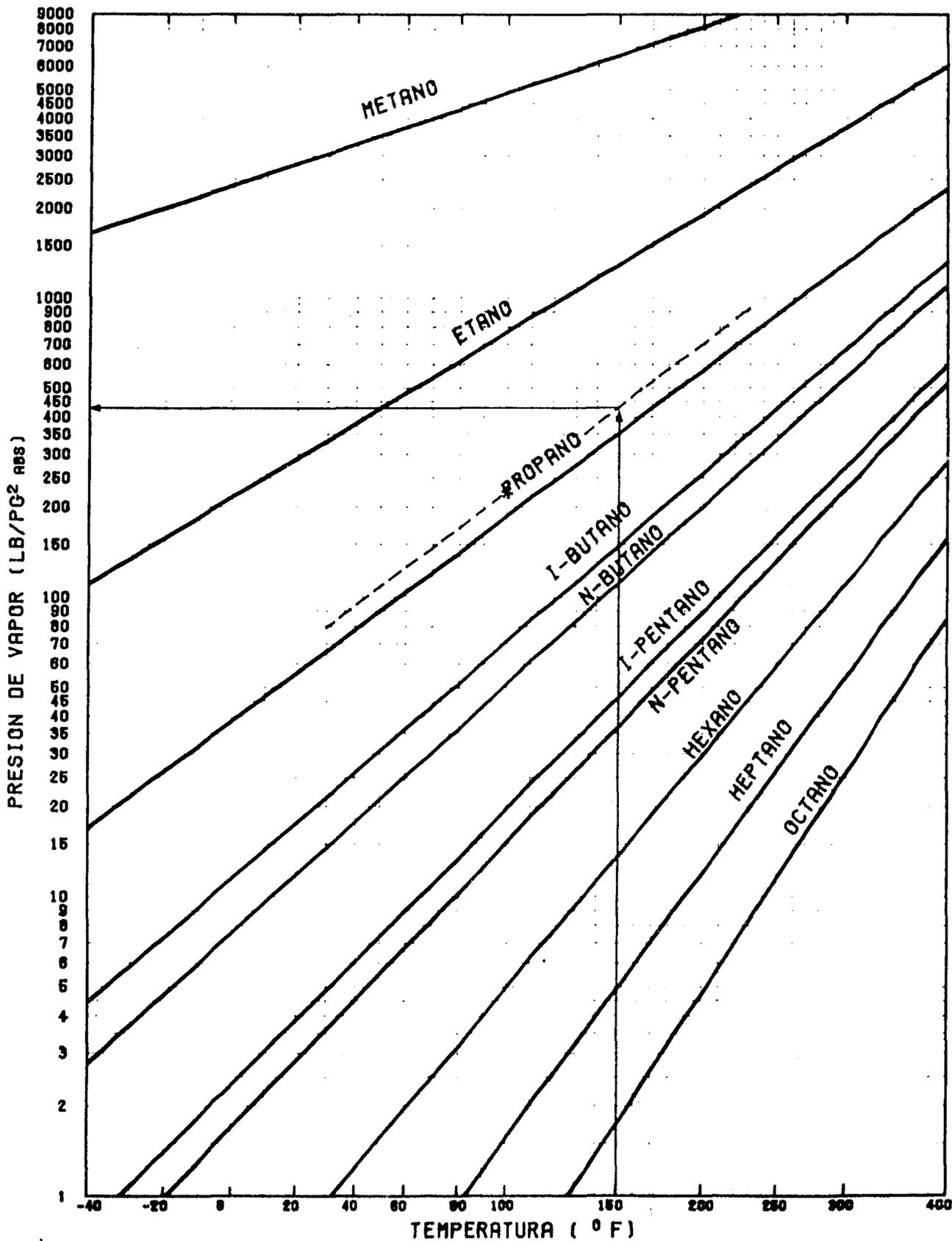


FIG. 1. CURVAS DE PRESION DE VAPOR DE HIDROCARBUROS PUROS.

nes para la presión absoluta y manométrica son:

- Presión Absoluta = Presión manométrica + 14.7
- Presión Manométrica = Presión absoluta - 14.7
- Unidades de presión, lb/pg²

Las gráficas de presión de vapor pueden usarse para determinar las presiones de operación de los separadores y otros equipos de proceso.

EJEMPLO II.1

Cierta cantidad de propano puro se encuentra en un tanque de almacenamiento a una temperatura de 100 °F.

Determinar la lectura del manómetro en el tanque.

Temperatura del tanque de almacenamiento 100.0 °F

De la Figura 1 se tiene:

Presión de vapor del propano a la temperatura del tanque 188.0 lb/pg²abs

Menos la presión atmosférica 14.7 lb/pg²

Presión manométrica en el tanque * 173.3 lb/pg²man *

La presión de vapor se debe al movimiento de las moléculas. Se puede considerar el movimiento molecular como un martilleo de cada molécula del separador, golpeando sobre las paredes. El metano tiene una presión de vapor más alta que cualquier hidrocarburo. Las moléculas de metano golpean con mayor rapidez que otros hidrocarburos; por esto, ejerce

una mayor presión dentro de un separador. El movimiento molecular de los hidrocarburos con ocho o más átomos de carbono es muy lento, por lo que ejercen presiones muy pequeñas dentro de un separador.

La presión de vapor de una mezcla de hidrocarburos, es igual a la suma de los productos de la presión de vapor por la fracción molar del componente en la mezcla. A continuación se presenta un ejemplo del cálculo de la presión de vapor a 100 °F.

EJEMPLO II.2

Cálculo de la presión de vapor de una mezcla de hidrocarburos

COMPONENTE	% MOLAR EN LA MEZCLA	PV DEL COMPONENTE PURO A 100 °F ¹ (LB/PG ² ABS)	PV QUE CADA COMPONENTE EJERCE EN LA MEZCLA (LB/PG ² ABS)
Metano, C ₁	4.0	5000.0	200.0
Etano, C ₂	2.0	800.0	16.0
Propano, C ₃	3.0	188.0	5.64
Butanos, C ₄	3.0	60.0	1.80
Pentanos, C ₅	6.0	18.0	1.08
Hexano, C ₆	7.0	5.0	0.35
Heptano, C ₇	9.0	1.6	0.144
Octano, C ₈	10.0	0.53 ²	0.053
Nonano y más pesados, C ₉ ⁺	56.0	0.09 ³	0.050

TOTAL	100.00	Pres Vapor = 225.12 lb/pg ² abs
Menos la presión atmosférica		14.7 lb/pg ²
Presión manométrica		* 210.42 lb/pg ² man *

¹ Valores leídos en la Figura 1

- 2 *Obtenidos de extrapolación de curva para el C_8 , Figura 1*
- 3 *Obtenido considerando C_9^+ como C_{10}*

La presión manométrica que se tiene en el separador a cualquier otra temperatura puede determinarse como sigue:

1. Sobre la gráfica de presión de vapor, Figura 1, se localiza el punto de la presión de vapor absoluta a la temperatura considerada (para el ejemplo anterior 225.12 lb/pg² abs a 100 °F).
2. Se traza en la gráfica una línea a partir de este punto, que sea paralela a la línea más cercana de la presión de vapor de un hidrocarburo puro. (Línea trazada en la Figura 1 como una línea punteada).
3. Utilizando la línea punteada, se lee la presión de vapor a cualquier otra temperatura que se requiera. Esta es la presión de vapor absoluta en el separador.
4. Se resta la presión atmosférica a la lectura de la gráfica obtenida en el inciso anterior. Este valor es la presión manométrica a la temperatura requerida.

A continuación se presenta un ejemplo del procedimiento descrito.

EJEMPLO 11.3

Si la mezcla de hidrocarburos del ejemplo anterior se encuentra en el separador a 150 °F. ¿Cuál es la lectura que indica el manómetro en el separador?.

Temperatura de la mezcla	150 °F
Presión de vapor absoluta a 150 °F	420.0 lb/pg ² abs ¹
Menos la presión atmosférica	14.7 lb/pg ²
Presión manométrica en el separador	* 405.3 lb/pg ² man. *

¹ Leída en la Figura 1 a 150 °F sobre la línea punteada

El aceite crudo es almacenado en tanques atmosféricos antes de enviarse a la refinería, donde también es descargado en el mismo tipo de tanques antes de ser procesado. Si el aceite contiene cantidades significantes de componentes volátiles, parte de ellos pueden vaporizarse en los tanques de almacenamiento dando como resultado una pérdida de productos, y un peligro latente debido a que se crea una atmósfera explosiva por la liberación del gas de los tanques.

La presión de vapor del aceite crudo, es una forma de establecer si algunos hidrocarburos ligeros del aceite se vaporizarán en un tanque a condiciones atmosféricas.

Se sabe que el agua no hierve a presión atmosférica y temperatura ambiente; sin embargo, cuando es calentada a 212 °F se presenta este fenómeno. Esto se debe a que la presión de vapor del agua a 212 °F es la presión atmosférica.

Cualquier líquido en un recipiente abierto, hierve cuando es calentado a un nivel tal que su presión de vapor es la presión atmosférica. Inversamente, un líquido no hierve mientras que su presión de vapor es menor que dicha presión. De este modo, si la presión de vapor del aceite crudo en un tanque es menor que la presión atmosférica, no se presenta la evaporación.

El crudo es almacenado frecuentemente en tanques expuestos al calor del sol. La presión de vapor del aceite a la entrada del tanque puede ser menor que la atmosférica, de esta manera inicialmente no ocurre la evaporación; pero como el tanque absorbe el calor del medio ambiente, la presión de vapor del aceite se incrementa y puede llegar a ser mayor que la atmosférica, comenzando la evaporación.

Haciendo referencia al cálculo de la presión de vapor del ejemplo II.1, se puede comentar lo siguiente:

Antes de que la mezcla de hidrocarburos sea conducida al tanque, su presión de vapor debe reducirse por debajo de la presión atmosférica, de esta manera no ocurrirá la vaporización. Si el metano y el etano son removidos del aceite, la presión de vapor de la mezcla remanente es 9.7 lb/pg² abs a una temperatura de 100 °F, la cual es apropiada para el

almacenamiento en un tanque atmosférico.

Como se ha observado, la presión de vapor se incrementa cuando la temperatura se eleva. Una mezcla de hidrocarburos que tiene una presión de vapor menor que la presión atmosférica, puede entrar a un tanque atmosférico sin que ocurra la vaporización. Sin embargo, si los líquidos absorben el suficiente calor del medio para incrementar su temperatura hasta el punto en el cual, su presión de vapor alcanza la presión atmosférica, comenzará la vaporización. Así, la presión de vapor de un líquido que está entrando a un tanque, debe ser lo suficientemente baja para que no ocurra la vaporización si es calentado durante su almacenamiento o su transporte al destino final.

Desde hace años, se desarrolló una prueba de presión de vapor a la que se le llamó Presión de Vapor Reid (PVR), la cual es todavía el procedimiento estándar de prueba para determinar la presión de vapor del aceite crudo, condensados, gasolinas y otros productos del petróleo que se almacenan en tanques atmosféricos. El objetivo de la prueba PVR fue proporcionar un medio para determinar si un hidrocarburo líquido almacenado en un tanque atmosférico, vaporizará o no cuando su temperatura se eleva a 100 °F. Se seleccionó arbitrariamente 100 °F como una temperatura probable para el tanque de almacenamiento, que podría esperarse durante los meses de verano.

La prueba PVR, proporciona una aproximación a la presión de vapor verdadera (PVV) de un líquido derivado del petróleo, a una tempera-

tura de 100 °F. El procedimiento para medir aproximadamente la presión de vapor verdadera, es algo complicado y requiere equipo de laboratorio especial.

Cuando se desarrolló la prueba PVR, se intentó contar con un procedimiento rápido y aproximado para medir la presión de vapor verdadera. Sin embargo, el procedimiento para correr una prueba PVR implica que en dos ocasiones el líquido se exponga al medio ambiente: una vez cuando la muestra es recolectada en un recipiente y otra, cuando es transferida de éste al aparato de prueba. Durante esas exposiciones, parte de los hidrocarburos ligeros en el aceite se vaporizan, y la lectura de presión de vapor resulta menor.

Por ejemplo, 0.1% molar de metano en el aceite crudo, contribuye con aproximadamente 5 lb/pg² de presión de vapor en la mezcla. Si la mayor parte del metano se vaporiza durante el muestreo y la prueba, la PVR tendrá un valor disminuido en 5 lb/pg².

Las curvas de presión de vapor de la Figura 2, muestran la relación de la presión de vapor verdadera y la PVR de aceites crudos típicos.

La mayoría de los aceites crudos tienen una especificación de PVR que varía de 10 a 12 lb/pg², para la cual corresponde una presión de vapor verdadera de 13.7 a 17.6 lb/pg² abs a 100 °F.

A continuación, se presenta un ejemplo para determinar la

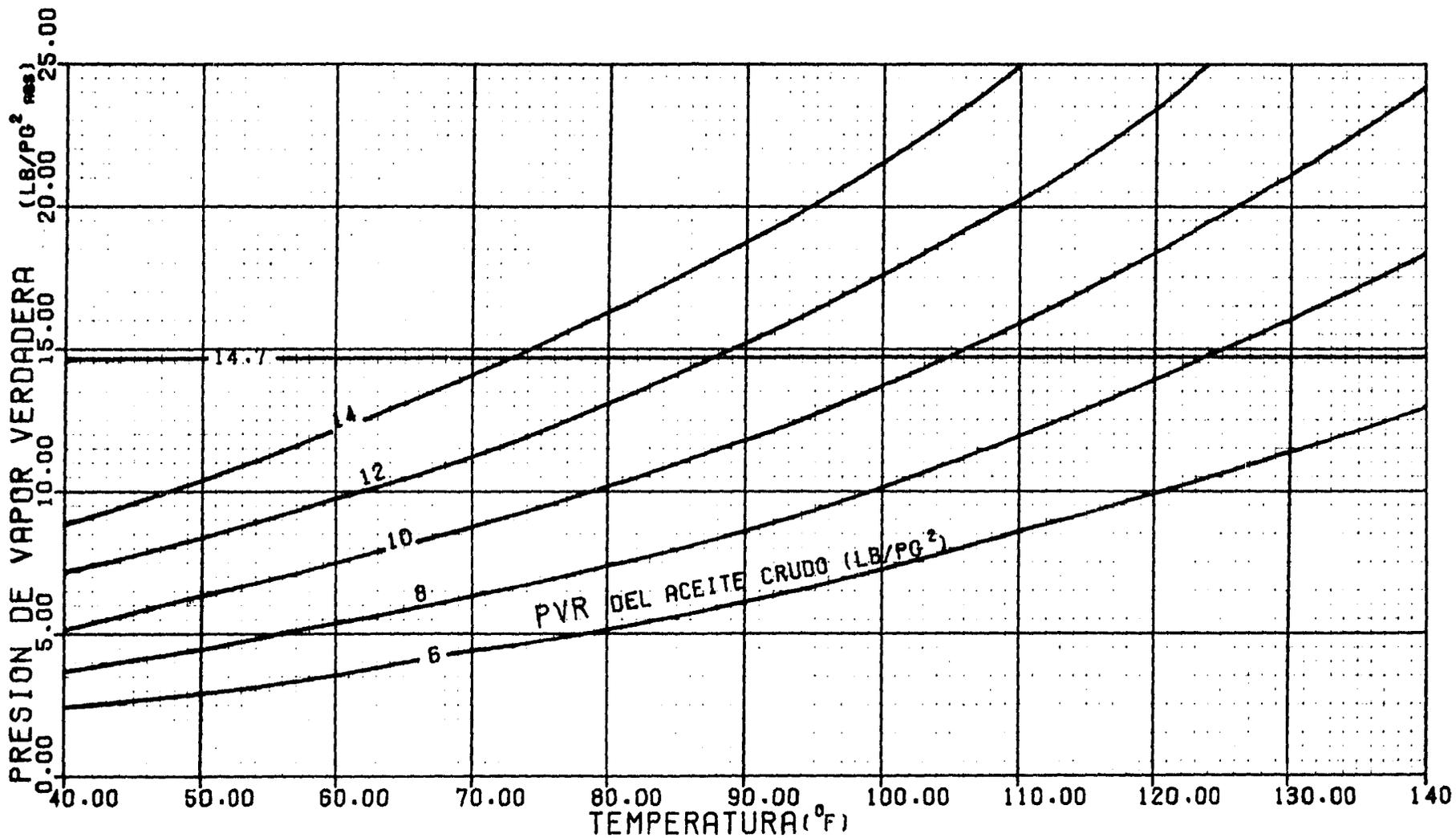


FIG. 2. PRESION DE VAPOR VERDADERA CONTRA PRESION DE VAPOR REID DEL ACEITE CRUDO.

máxima temperatura a que puede almacenarse un aceite crudo, sin pérdidas por evaporación.

EJEMPLO 11.4

Calcular la máxima temperatura a que puede almacenarse un aceite crudo con una PVR de 14 lb/pg^2 . La presión atmosférica es 14.7 lb/pg^2 .

Si la temperatura del aceite es 100°F , se tiene:

PVR	14 lb/pg^2
Temperatura del aceite	100°F

Con estos valores, de la Figura 2, se tiene:

Presión de vapor verdadera	$21.5 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$
----------------------------	-------------------------------------

Puesto que la presión de vapor verdadera a 100°F es mayor que la presión atmosférica, el aceite crudo vaporizará si es almacenado en un tanque atmosférico a esta temperatura.

Para determinar la máxima temperatura a la cual el aceite puede ser almacenado en un tanque sin vaporización, se procede como sigue:

Presión atmosférica	14.7 lb/pg^2
PVR del aceite crudo	14 lb/pg^2

Utilizando la Figura 2, se tiene:

Temperatura a la que la PVV del aceite crudo, es la atmosférica (máx. temp. de almacenamiento.)

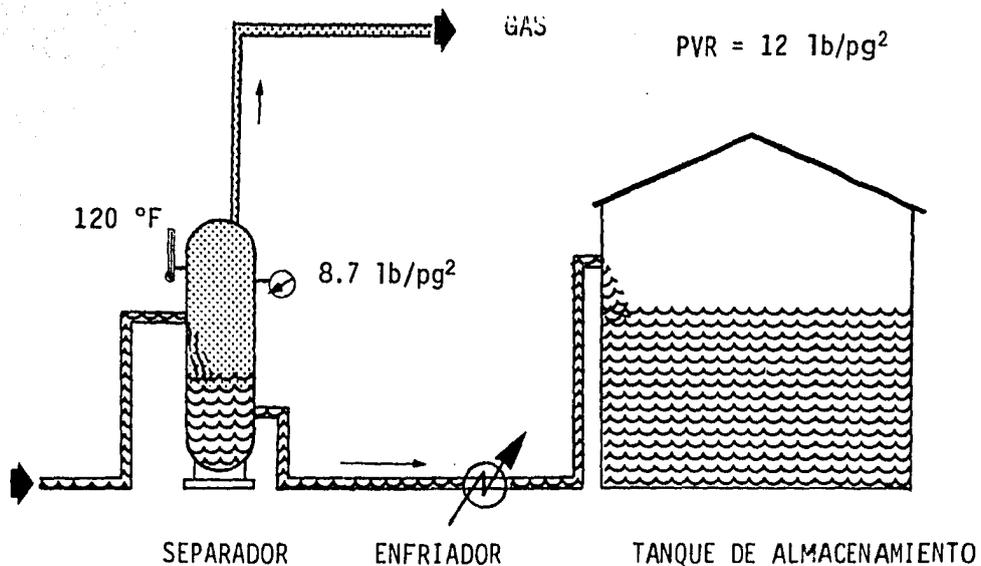
* 73°F *

Las gráficas de presión de vapor pueden emplearse para determinar la presión de vapor del aceite crudo a diferentes temperaturas, así como para estimar las presiones de operación de un separador, la PVR de un aceite crudo producido a alta temperatura, etc.

EJEMPLO 11.5

El aceite crudo de un separador fluye a un tanque de almacenamiento atmosférico como se muestra a continuación.

La especificación de PVR para el aceite que se descarga del separador es 12 lb/pg².



1. Calcular la presión de operación del separador de producción.

PVR del aceite crudo	12 lb/pg ²
Temperatura de operación del separador	120 °F
PVV del aceite	
a la temperatura de operación (Fig. 2)	23.4 lb/pg ² abs
Menos la presión atmosférica	- 14.7
Presión manométrica del separador	* 8.7 lb/pg ² *

2. Para los datos anteriores, ¿a qué temperatura comenzará la vaporización del aceite en el tanque de almacenamiento?

PVR del aceite crudo	12.0 lb/pg ²
Presión atmosférica	14.7 lb/pg ²
Temperatura a la cual la PVV	
es igual a la presión	
atmosférica (Figura 2)	* 87.4 °F *

Otra aplicación del resultado anterior es que la temperatura del aceite que sale del enfriador, puede elevarse hasta 87.4 °F sin que ocurra vaporización en el tanque de almacenamiento.

3. El aceite crudo es producido en un área donde la temperatura ambiente en ocasiones llega a 110 °F. La altura del lugar es tal que la presión atmosférica normal es 14.0 lb/pg². ¿Cuál es la máxima PVR del aceite crudo, con la que puede entrar a los tanques de almacenamiento sin que haya vaporización?.

Temperatura máxima de almacenamiento	110 °F
PVV máxima del aceite crudo a la temperatura de almacenamiento (Patm) de la Figura 2:	14.0 lb/pg ² abs
Máxima PVR del aceite crudo a la temperatura de almacenamiento para evitar la vaporización.	* 9.2 lb/pg ² *

Las curvas de presión de vapor verdadera de la Figura 2, son valores promedio para muchos aceites crudos. Sin embargo, la diferencia entre la PVR y la presión de vapor verdadera, puede variar hasta un 50% para ciertos crudos. La presión de vapor verdadera de aceites producidos de pozos con unidades de bombeo, es cercana a la PVR. La presión de vapor verdadera del aceite de pozos con una alta RGA, puede ser mayor que la mostrada en las curvas de la Figura 2.

Otro aspecto acerca de la presión de vapor verdadera de una mezcla de hidrocarburos es el siguiente: La presión de vapor verdadera de una mezcla almacenada en un tanque atmosférico, no puede ser mayor que la presión atmosférica a su temperatura en el tanque. Si una mezcla de hidrocarburos teniendo una presión de vapor verdadera mayor que la presión atmosférica entra al tanque, parte de los componentes ligeros en la mezcla se vaporizarán inmediatamente, y la presión de vapor verdadera del líquido remanente será la presión atmosférica.

Las curvas de presión de vapor de la Figura 2 se utilizan sólo para aceites crudos. No son aplicables para gasolinas, condensados de un estabilizador, o cualquier otro derivado del petróleo que sale de una torre fraccionadora. La presión de vapor verdadera de productos de las torres fraccionadoras es generalmente mayor en un 10% que la PVR, - mientras que para aceites crudos ésta es 25 a 50% mayor.

C A P I T U L O I I I

PRINCIPIOS DE LA ESTABILIZACION DEL ACEITE CRUDO

La estabilización, como es aplicada al aceite crudo, es el proceso que consiste en remover los hidrocarburos que tienen alta presión de vapor del líquido de la corriente del pozo, de tal forma que el líquido remanente tenga una PVR menor que el límite especificado.

Supóngase que la porción del líquido de una corriente de un pozo tiene la siguiente composición, de donde la PV calculada a 100 °F es:

COMPOSICION	% MOL DE LA CORRIENTE DE LIQUIDO DEL POZO	PV DEL COMPONENTE PURO A 100 °F (lb/pg ² abs) ¹	PV QUE EJERCE CADA COMPONENTE SOBRE LA MEZCLA (lb/pg ² abs)
C ₁	16.0	5000.0	800.0
C ₂	5.0	800.0	40.0
C ₃	5.0	188.0	9.4
iC ₄ , nC ₄	3.0	60.0	1.8
Gasolina	19.0	3.0 ²	0.57
Aceite combustible	52.0	0.01 ³	0.01
TOTAL	100.0		851.78

¹ Valores obtenidos de la Figura 1

² Considerado entre el hexano y el heptano

³ Valor extrapolado para el decano

Además considérese que la especificación de PVR para el aceite crudo es 10 lb/pg² a la cual, de la Figura 2, le corresponde una PVV de 13.7 - - lb/pg² abs. En esta forma, para estabilizar el líquido, los componentes con alta PV (metano, etano, propano) deben ser removidos tal que la PVV del líquido remanente sea de 13.7 lb/pg² abs o menor.

Si se pudiera eliminar todo el metano, etano y un 13% de propano, la PV del líquido remanente, quedaría dentro de la especificación de PVR establecida.

COMPONENTE	% MOL DE LA CORRIENTE DE LIQUIDO DEL CRUDO.	CANTIDAD REMOVIDA PARA ESTABILIZAR	LIQUIDO REMANENTE	PV QUE CADA COMPONENTE EJERCE SOBRE EL LIQUIDO A 100 °F (lb/pg ² abs)
C ₁	16.0	- 16.00	0.00	0.00
C ₂	5.0	- 5.00	0.00	0.00
C ₃	5.0	- 0.65	4.35	10.44
iC ₄ -nC ₄	3.0	0.00	3.00	2.30
Gasolina	19.0	0.00	19.00	0.73
Aceite Combustible	52.0	0.00	52.00	0.01
TOTAL	100.0	- 21.65	78.35	13.48 lb/pg ² abs

Existen dos métodos para remover los componentes ligeros y obtener un aceite crudo estable:

1. Reducción de presión
2. Destilación en un estabilizador

El primer método se discutirá a continuación, mientras que el segundo será analizado en los capítulos VI a VIII.

Estabilización por Reducción de Presión

La estabilización del aceite crudo por medio de un abatimiento de presión, se puede ilustrar mediante el siguiente ejemplo:

Supóngase que se tiene un grupo de pozos con una RGA promedio de 2000 pies³/bl. La producción de aceite es aproximadamente de - - - 6,300 bl/día. El análisis de la corriente del pozo es el siguiente:

COMPONENTE	% MOL
C ₁	57
C ₂	8.8
C ₃	6.2
iC ₄	0.8
nC ₄	2.2
Gasolina	10.0
Aceite Combustible	15.0
	<hr/>
	100.0

Los componentes ligeros, C₁ hasta nC₄, son gases cuando se encuentran a presión atmosférica y temperatura ambiente. De esta manera los componentes en la corriente del pozo, se pueden dividir en tres grupos:

COMPONENTE	% MOL
Gas	75
Gasolina	10
Aceite Combustible	15
	<hr/>
	100

Se desea segregar el gas de la gasolina y el aceite combusti-

ble. El gas entrará a una tubería que opera a una presión de - - - - - 800 lb/pg² . La especificación de PVR para el aceite crudo es 10 lb/pg². La mayor parte del gas contenido en la corriente del pozo, se vaporizará simplemente reduciendo la presión como se muestra en la Figura 3. Como se observa en el diagrama de dicha figura, la presión en la cabeza del pozo se reduce con el estrangulador a la presión de separación. El gas que se obtiene del separador, debe de ser comprimido a la presión de la línea.

Cuando la presión en la cabeza del pozo se reduce hasta la presión del separador, se vaporizará aproximadamente 25% de la gasolina y se irá en la corriente del gas. La cantidad de gasolina que se vaporiza se puede reducir aumentando las etapas de separación. Un sistema con dos etapas de separación se presenta en la Figura 4.

En un sistema de separación con dos etapas, el separador de alta presión opera a la presión de la línea, por lo cual no es necesario comprimir el gas. El efecto neto de instalar un segundo separador, es el de incrementar la producción de aceite en un 0.6% y de reducir la potencia de compresión para el gas en un 80%. Un compresor más pequeño consume menos combustible, por lo que se tiene mayor cantidad de gas disponible.

Aumentando una tercera etapa de separación, se reducirá la cantidad de gasolina en la corriente de gas, como se muestra en la Figura 5.

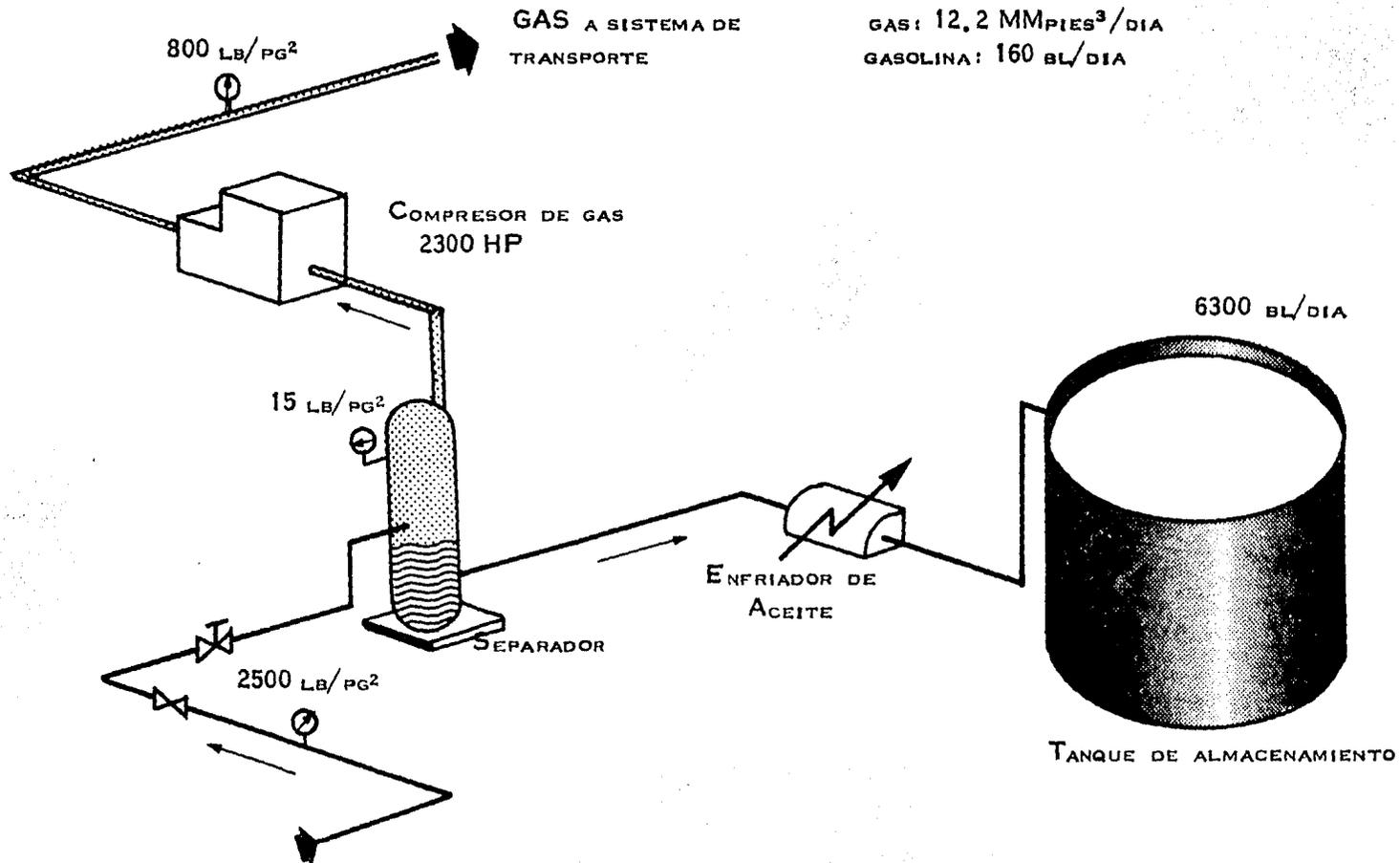


FIG. 3. SISTEMA DE SEPARACION EN UNA ETAPA.

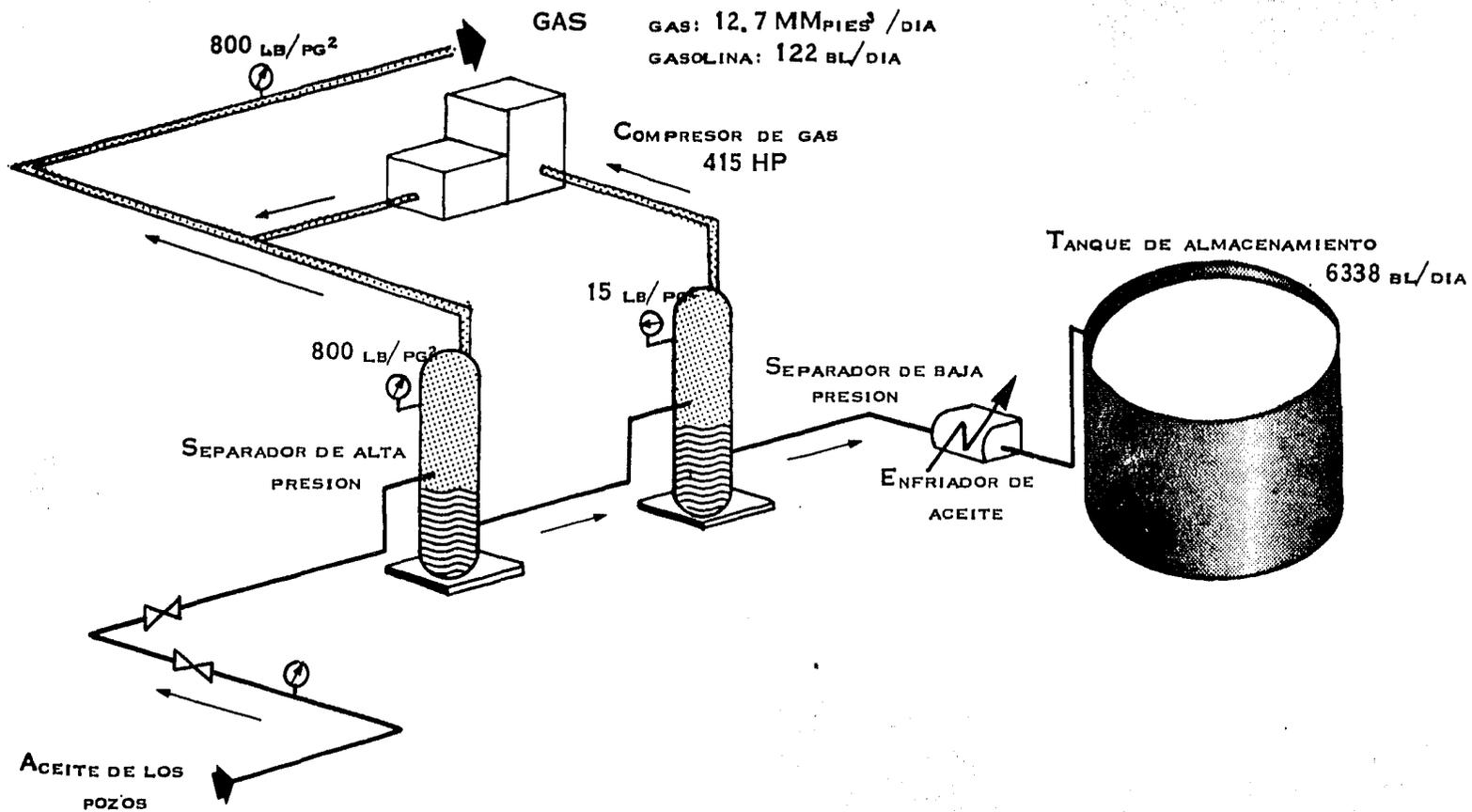


FIG. 4. SISTEMA CON DOS ETAPAS DE SEPARACION.

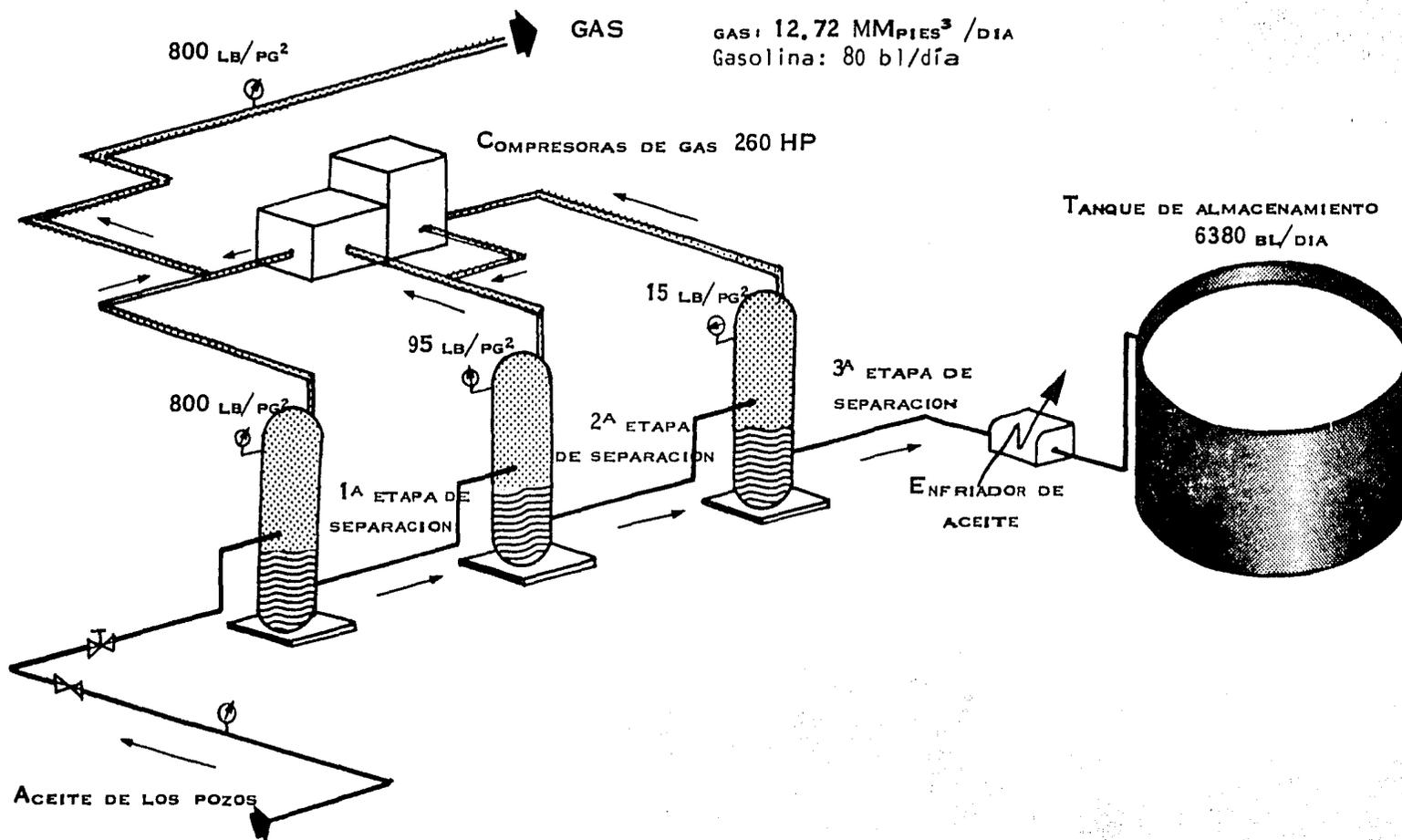


FIG. 5. SISTEMA CON TRES ETAPAS DE SEPARACION.

El sistema de tres etapas es idéntico al de dos, sólo que con un separador intermedio operando a una presión de 95 lb/pg². El efecto neto del aumento de una tercera etapa de separación es el de incrementar la producción de aceite en un 0.66% y reducir la potencia para comprimir el gas en un 35%. El volumen de gas disponible, es ligeramente mayor porque se requiere menos combustible para las compresoras.

Añadiendo una cuarta etapa de separación, se reducirá aún más el contenido de gasolina en la corriente de gas como se muestra en la - Figura 6.

El sistema de cuatro etapas es idéntico al de tres, sólo con un separador adicional de alta presión colocado a la entrada. El gas del primer separador fluye a través de una turbina la cual acciona las compresoras que se usan para la tercera y cuarta etapas de separación. Los efectos del aumento en el número de etapas de separación, se muestran en la Tabla I.

El incremento en los ingresos que se muestra, es por el aumento de un separador. El aumento anual total de los ingresos con un sistema de cuatro etapas sobre un sistema de una sola etapa, es la suma de los tres incrementos mostrados en la tabla. El incremento en los ingresos probablemente no sea real debido a que, la mayor parte de las gasolinas que son arrastradas por el gas de cada separador se condensarán cuando el gas sea comprimido y/o enfriado. Sin embargo, aún si la producción de aceite crudo no se incrementa con la instalación de más etapas de separación, el

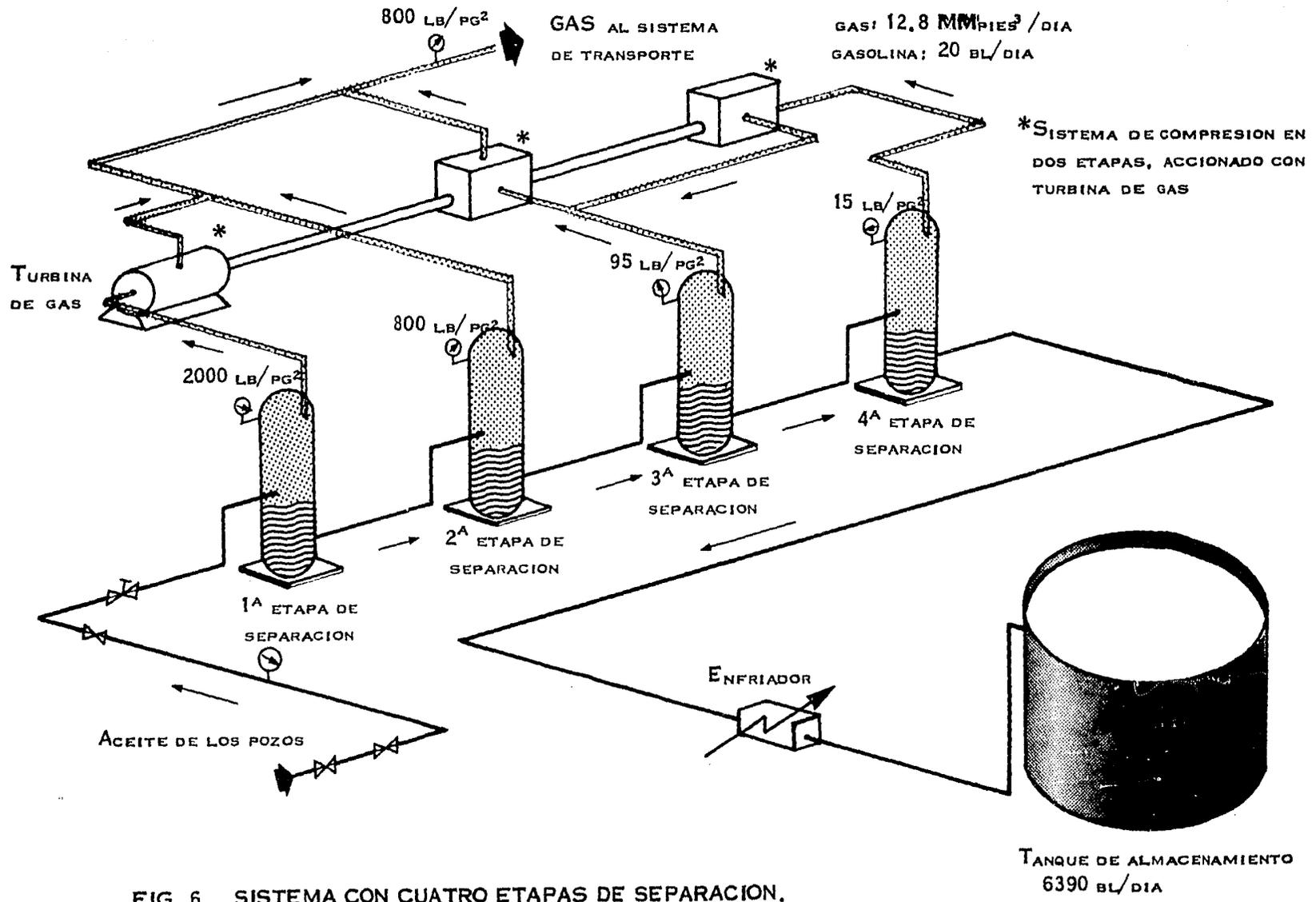


FIG. 6. SISTEMA CON CUATRO ETAPAS DE SEPARACION.

TABLA I. RESUMEN DE LOS EFECTOS DE AUMENTAR SEPARADORES EN UN SISTEMA DE ESTABILIZACION DE ACEITE CRUDO

NUMERO DE SEPARADORES	ACEITE CRUDO (bl/día)	GAS DISPONIBLE (MM pies ³ /día)	POTENCIA DE COMPRESION (HP/día)	INCREMENTO EN LOS INGRESOS (\$/año) *
1	6300	12.20	2300	-
2	6338	12.70	415	455,285
3	6380	12.74	260	392,057
4	6390	12.80	160	100,538

* CONSIDERANDO

Aceite: 25 dólares/bl

Gas: 0.13 pesos/pie³

Consumo de Gas: 11.7 $\frac{\text{Pie}^3/\text{HP}}{\text{hora}}$

Cambio: 450 pesos por dólar

costo de cada separador adicional es más que justificable por los ahorros en equipo de compresión y en combustible para operarlo. La presión y temperatura en el separador de la última etapa fueron tales, que la PVR del aceite del separador cumplió con la especificada. Como se puede observar en los sistemas analizados, un aumento en las etapas de separación da como resultado una disminución de la cantidad de gasolinas en la salida del gas. Estos componentes se encuentran en forma de vapor en la corriente de gas.

Con cuatro etapas de separación, la cantidad de gasolinas en la salida del gas es alrededor del 1% del aceite recuperado en el tanque de almacenamiento. Añadiendo un quinto separador no se podría disminuir el contenido de gasolinas en la salida del gas, lo suficiente como para justificar el costo del separador.

El número de etapas de separación depende usualmente de la RGA de los pozos. La Tabla II puede emplearse como una guía para determinar el número de etapas de separación que proporcionará la máxima producción de aceite y los mínimos requerimientos de compresión.

En la discusión de los sistemas de separación con varias etapas no se hizo mención respecto a las instalaciones para remover agua y sedimentos, debido a que este equipo no forma parte del proceso de separación gas-aceite y no tiene ningún efecto sobre el número de separadores ni en las temperaturas y presiones de operación.

TABLA II. NUMERO DE ETAPAS DE SEPARACION PARA VARIAS RELACIONES
GAS-ACEITE

RGAs (pies ³ /bl ACEITE)	NUMERO DE ETAPAS DE SEPARACION
Menores que 100	1
100 - 250	2
250 - 1000	3
Mayores que 1000	4

El separador de la última etapa, en algunas instalaciones de producción es un tanque de tratamiento especial para remover el agua del aceite crudo. Este puede contener rejillas eléctricas o cualquier otro dispositivo interno para disminuir el contenido de agua y sedimentos en el aceite. Esto es simplemente un separador en la última etapa que tiene dos funciones: el control de la PVR y del contenido de agua y sedimentos en el crudo.

C A P I T U L O IV

CONTROL DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS

El control ideal de un sistema de separación en etapas, es aquél con el que se obtiene la máxima producción de aceite al más bajo costo de operación. Este es el objetivo principal en la operación del sistema.

Como se verá más adelante, un número sustancial de factores pueden afectar el volumen de aceite recuperado de una instalación. Sin embargo, un factor que no siempre se considera y que es de importancia es el siguiente: la PVR del aceite del tanque de almacenamiento debe mantenerse en el límite máximo especificado. Por ejemplo, si la especificación de PVR es 12 lb/pg² y la del producto obtenido es de sólo 11.5 lb/pg², no se recupera el volumen máximo de líquido en la instalación. Como una regla general práctica; 1 lb/pg² de presión de vapor, es equivalente a 0.5% del volumen de lí

quido.

En una instalación que maneja 6300 bl/día de aceite crudo, con una presión de vapor de 0.5 lb/pg² por debajo del límite especificado, se tiene una pérdida de productos líquidos debida a la baja presión de vapor, la cual corresponde en valor económico a 144,000 dls por año*

Cada separador en un sistema de separación en etapas, tiene dos puntos de control de proceso; los cuales se muestran esquemáticamente en la Figura 7:

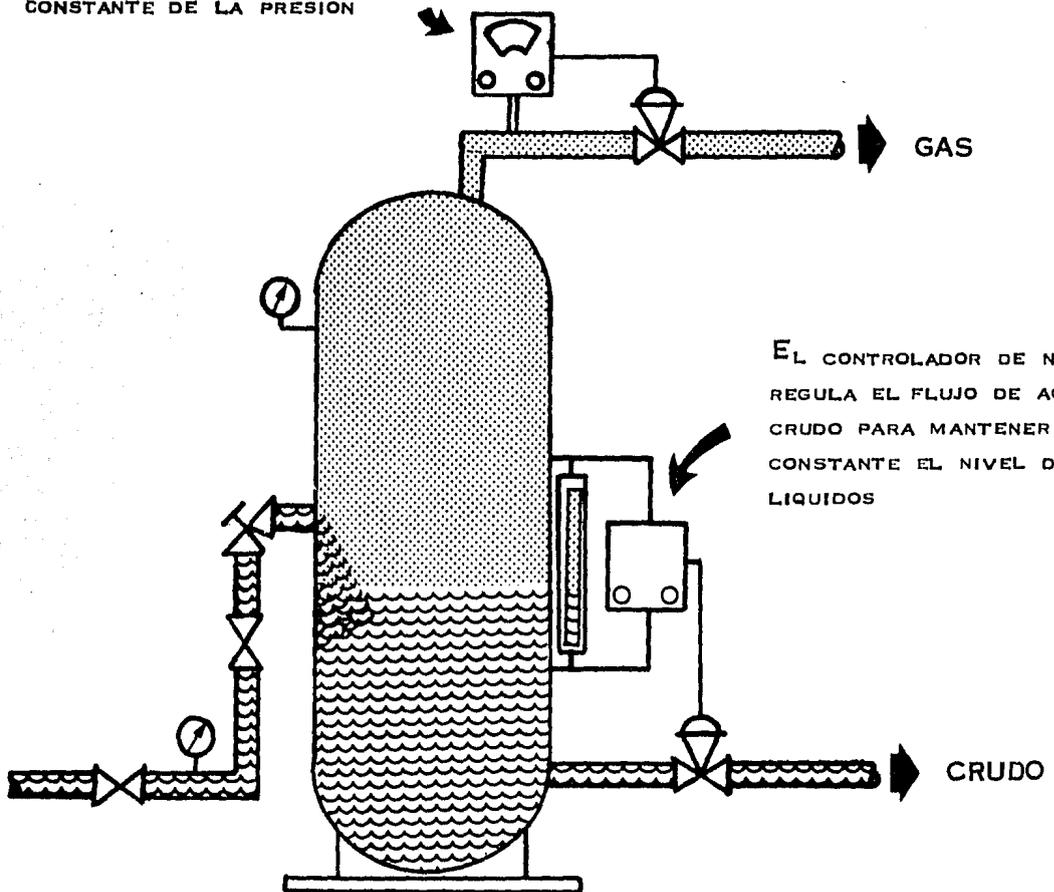
1. Control de nivel del líquido
2. Control de presión

Control de Nivel del Líquido

Un separador tiene un sistema de control que mantiene su nivel de líquido constante regulando el flujo que sale del recipiente. La función del sistema es abrir la válvula de control de nivel cuando éste sube, de tal forma que una mayor cantidad de líquido puede fluir hacia afuera del recipiente; y cerrar la válvula de control cuando el nivel baja, de esta manera una cantidad menor de líquido sale del separador. Un controlador de nivel es el "cerebro" del sistema de control. Este detecta los cambios de nivel en el flotador, y transmite una señal neumática a la válvula de control para abrir o cerrar según sea necesario, y en esta forma mantener el nivel bajo operación normal.

* Valor calculado considerando un precio del crudo de 25 dls/bl.

EL CONTROLADOR DE PRESION REGULA
EL FLUJO DE GAS PARA EL MANTENIMIENTO
CONSTANTE DE LA PRESION



EL CONTROLADOR DE NIVEL
REGULA EL FLUJO DE ACEITE
CRUDO PARA MANTENER
CONSTANTE EL NIVEL DE
LIQUIDOS

FIG. 7. DISPOSITIVOS DE CONTROL DEL SEPARADOR.

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 éste baja.

El punto de referencia, es generalmente ajustado para mantener el nivel de líquido alrededor del punto medio en el nivel óptico. Sin embargo, si el flujo de gas que sale del separador se incrementa, puede ser recomendable bajar el nivel y proporcionar un mayor volumen en el recipiente de espacio para el vapor.

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

Con un ajuste bajo de la banda proporcional, por ejemplo un 10%, un cambio pequeño en el nivel trae como consecuencia un movimiento amplio de la válvula de control de nivel. Un nivel alto de unos cuantas pulgadas, dá como resultado que la válvula de control de nivel se abra completamente; y una pequeña caída en el nivel, provocará 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, dá como resultado un nivel aproximadamente constante y un gasto de flujo con variaciones; mientras que un ajuste alto proporciona un nivel con variaciones y un gasto de flujo más o menos constante.

Es generalmente conveniente mantener un gasto de flujo moderadamente constante en todos los separadores, excepto en la etapa final. Así, un ajuste alto de la banda proporcional (50 a 75%), resulta usualmente en un ritmo de flujo y un nivel más o menos constantes en el separador.

Si la corriente del pozo que entra al separador de la primera etapa fluye en baches, es necesario ajustar la banda proporcional en un valor aproximado de 25%, para prevenir flujos repentinos e inadecuados de líquido.

Control de Presión.

La cantidad de aceite crudo producido a partir de un sistema de separación en etapas, es afectado significativamente por las presiones

de operación de los separadores del sistema. En algunos casos, las presiones de los separadores son fijadas por otras consideraciones del proceso, tales como el mantenimiento de la presión a un nivel suficiente para el suministro de gas 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 del flujo de gas que sale del recipiente. El sistema generalmente incluye un controlador y una válvula de control. El controlador detecta la presión dentro del separador, y envía una señal neumática a la válvula de control para que abra o cierre, permitiendo el flujo de gas en la cantidad necesaria para mantener la presión en el punto de referencia del controlador. - Este, es ajustado por el operador a la presión que se ha establecido que debe funcionar el separador.

Antes de continuar con el análisis del sistema de control, se revisará el objetivo principal de un sistema de separación en etapas. La corriente de los pozos que entra al sistema, es una mezcla de hidrocarburos que pueden ser agrupados en gas, gasolinas y aceite combustible. 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 sepradores 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 separadores y sus presiones de operación. Siempre se desea que los separadores operen de tal forma que una mínima -- cantidad de gasolinas, sean conducidas en la corriente de gas que sale de los separadores.

1. Control de presión en el separador de la primera etapa.

La mayor parte del gas contenido en la corriente del pozo que entra al equipo de producción, es liberada en el separador de la primera etapa. En consecuencia, su presión de operación es probablemente la más importante de cualquiera de los otros separadores.

La presión de operación ideal, es aquélla para la cual resulta una mínima cantidad de gasolina en el gas que se descarga del separador. Esta presión ideal varía de 750 a 1000 lb/pg², dependiendo de la temperatura de operación. La gráfica de la Figura 8, indica el porcentaje de gasolinas que salen del separador por la línea de descarga del gas a varias presiones y temperaturas de operación. Por ejemplo, el gas que fluye de un separador de la primera etapa, el cual opera a 1450 lb/pg² de presión y - - 200 °F de temperatura, contiene una cantidad de gasolinas equivalente al 1.6% del aceite crudo total manejado en la instalación (Figura 8).

El gas del separador de la primera etapa se encuentra frecuentemente caliente, y es enfriado antes de enviarlo a la línea de transporte u otro destino. La mayor parte de las gasolinas en el gas se condensan - cuando éste es enfriado. Los líquidos generalmente se reintegran a las insu

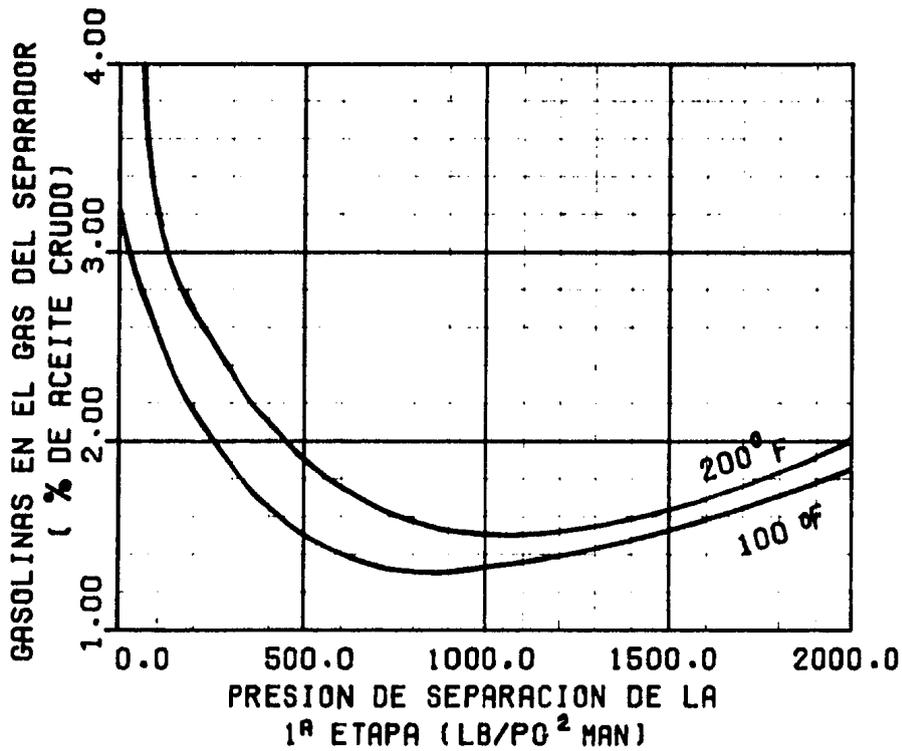


FIG. 8 . EFECTO DE LA PRESION DEL SEPARADOR DE LA PRIMERA ETAPA SOBRE EL CONTENIDO DE GASOLINAS EN EL GAS QUE SALE DEL SEPARADOR.

talaciones de producción, y finalmente terminan en el tanque de almacenamiento. El volumen máximo de gasolinas se condensa cuando el enfriador opera a una presión de aproximadamente 690 lb/pg². En la mayoría de las instalaciones no se tiene un control sobre la presión en el enfriador de gas. Sin embargo, si es factible ajustar el controlador de presión en el enfriador, ésta debe mantenerse lo más cercana posible a 690 lb/pg². En la Figura 9, se muestra el control de presión ideal en un separador de la primera etapa con el enfriador de gas.

La gráfica de la Figura 8, es para una composición específica de corriente de pozo; el porcentaje de gasolinas puede ser diferente para corrientes de composiciones distintas, pero la forma de la curva es similar y el volumen mínimo de gasolinas en la descarga del gas, se presentará a las presiones mostradas en la gráfica.

En algunas instalaciones de producción, la presión del separador de la primera etapa se encuentra muy por debajo del punto óptimo mostrado en las curvas, Figura 8. Frecuentemente, la presión máxima del separador de la primera etapa está limitada por el diseño del recipiente mismo, o por la capacidad que tienen los pozos para producir a una presión alta en el separador de la primera etapa. Si un incremento en la presión del separador de la primera etapa, dá como resultado una reducción del flujo de los pozos, es obviamente ventajoso disminuir la presión en el separador para obtener el flujo máximo de los pozos. En esta situación, la presión máxima en el separador de la primera etapa, se tiene cuando los pozos fluyen al -

LA PRESION EN EL ENFRIADOR Y EN EL RECTIFICADOR DEBE SER DE
690 LB/PG² PARA OBTENER UNA MAXIMA CONDENSACION DE GASOLINAS

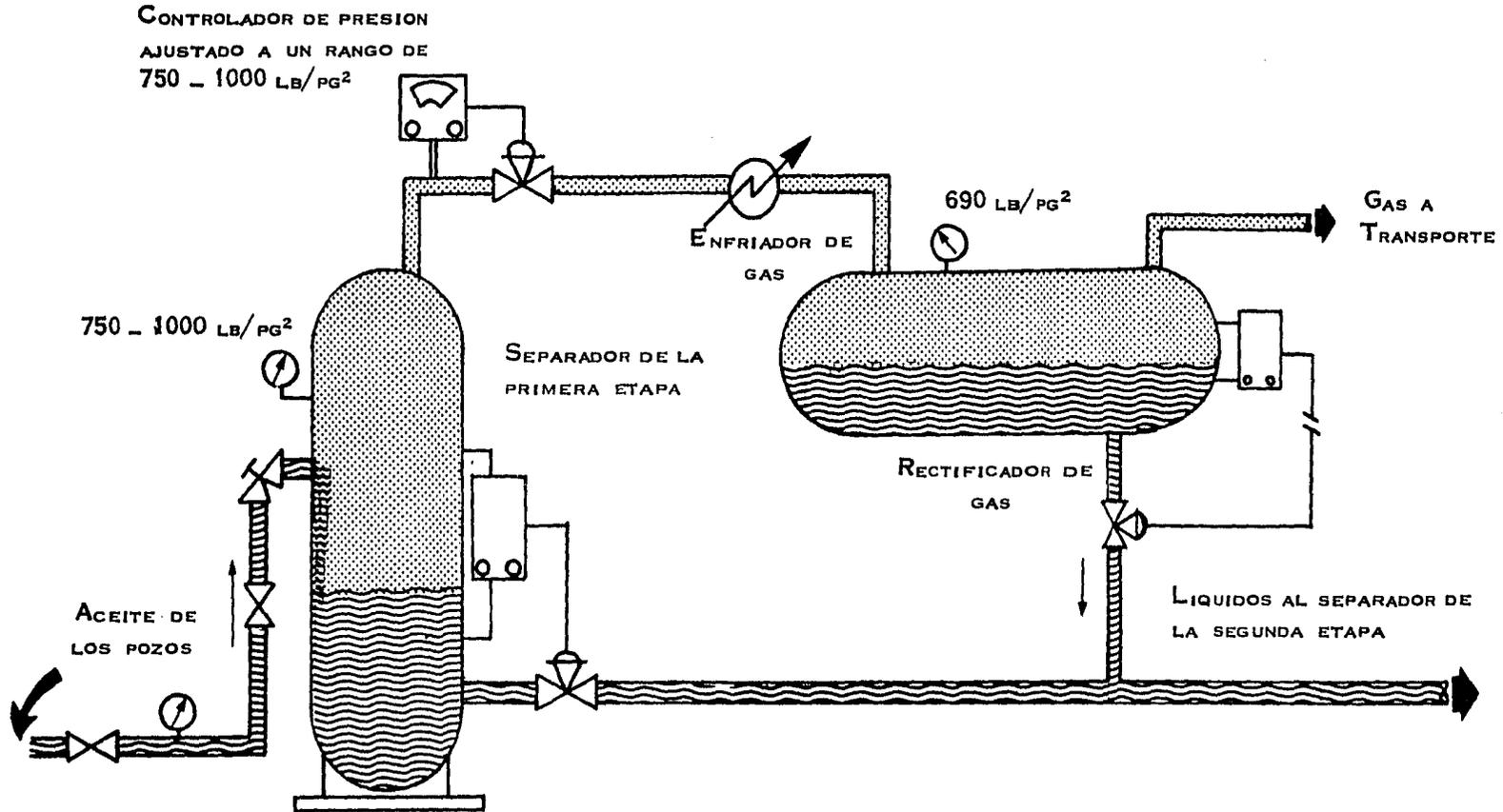


FIG. 9. CONTROL DE PRESION IDEAL EN EL SEPARADOR DE LA PRIMERA ETAPA Y
EL ENFRIADOR DE GAS.

gasto deseado con los estranguladores totalmente abiertos. En la Figura 10, se presenta el control de presión en el separador de la primera etapa operando abajo de 750 lb/pg².

En muchas situaciones de operación, la presión en el separador de la primera etapa está limitada por factores tales como: el diseño del recipiente, el flujo de aceite del pozo, la presión en la línea del gas u otras consideraciones de proceso; en estas condiciones, el operador tiene un rango muy limitado para control de presión. En otros casos, la presión ha sido mantenida en algún valor determinado desde que las instalaciones se pusieron en marcha y hay una resistencia a modificarla.

Se debe considerar que la función de un separador es, más que segregación de gas del líquido, lograr que el gas contenga la mínima cantidad de gasolinas. Esto requiere operar el separador en un rango de presiones de 750 a 1000 lb/pg², cuando las condiciones lo permitan.

Otro aspecto de importancia en el ajuste de la presión de operación de cualquier separador, es que nunca se debe exceder la presión de diseño del recipiente. La mayoría de los separadores tienen placas de construcción en los cuales se indican las presiones de diseño.

2. Control de presión en el separador de la última etapa.

La presión en el separador de la última etapa, es controlada para obtener la PVR deseada del aceite crudo que entra al tanque de almacenamento.

CONTROLADOR DE PRESION AJUSTADO AL NIVEL MAS BAJO DE:

A) PRESION DE DISEÑO DEL SEPARADOR

B) PRESION QUE PROPORCIONA EL FLUJO DESEADO DE LOS POZOS CON LOS ESTRANGULADORES COMPLETAMENTE ABIERTOS

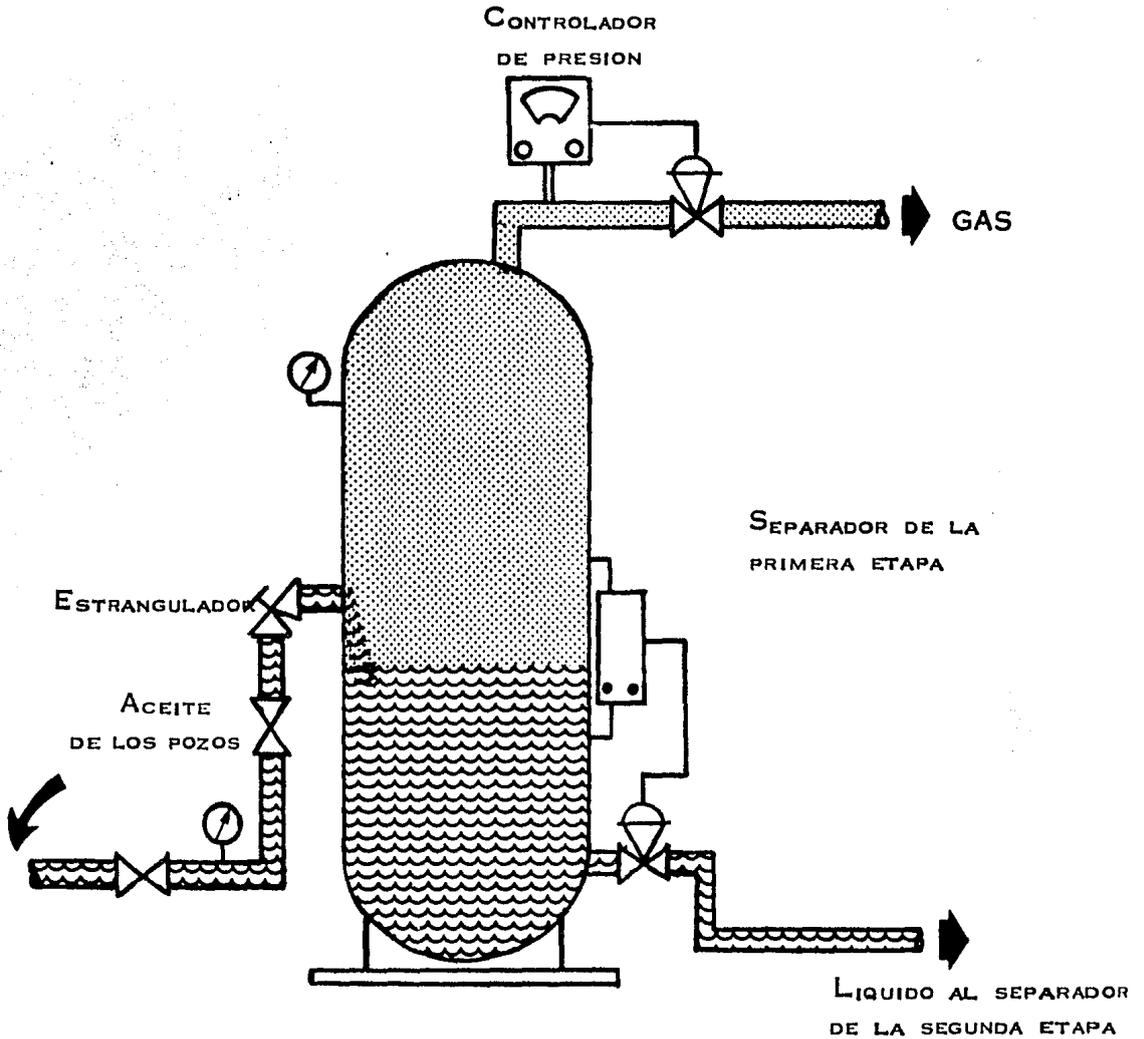


FIG. 10. CONTROL DE LA PRESION EN EL SEPARADOR DE LA 1ª ETAPA
OPERANDO ABAJO DE 750 LB/PG²

miento. Esto fue discutido en el Capítulo III.

La gráfica de la Figura 11, puede usarse para determinar la presión manométrica del separador de la última etapa a varias temperaturas de operación para producir un aceite crudo con una cierta PVR.

EJEMPLO IV.1

La temperatura en el separador de la última etapa es 150 °F. La especificación de PVR para el aceite crudo es 12.0 lb/pg². Determinar la presión de operación del separador de la última etapa.

Temperatura de separación	150 °F
PVR del aceite crudo	12.0 lb/pg ²
De la Figura 11, se tiene:	
Presión de operación	* 19.0 lb/pg ² man *

3. Presión del separador de la segunda etapa en un sistema de tres etapas.

La presión ideal a la que los separadores intermedios deben operar, es aquella para la cual se obtiene el máximo flujo de aceite crudo hacia el tanque de almacenamiento. Esto con frecuencia es difícil de determinarse debido a que los efectos de los cambios en las presiones de separación intermedias, modifican el flujo del aceite hacia el tanque en una cantidad inferior al 1%. En muchos casos, esto está fuera de la precisión de los medidores de flujo.

Si se tiene disponible una medida precisa del flujo de aceite que

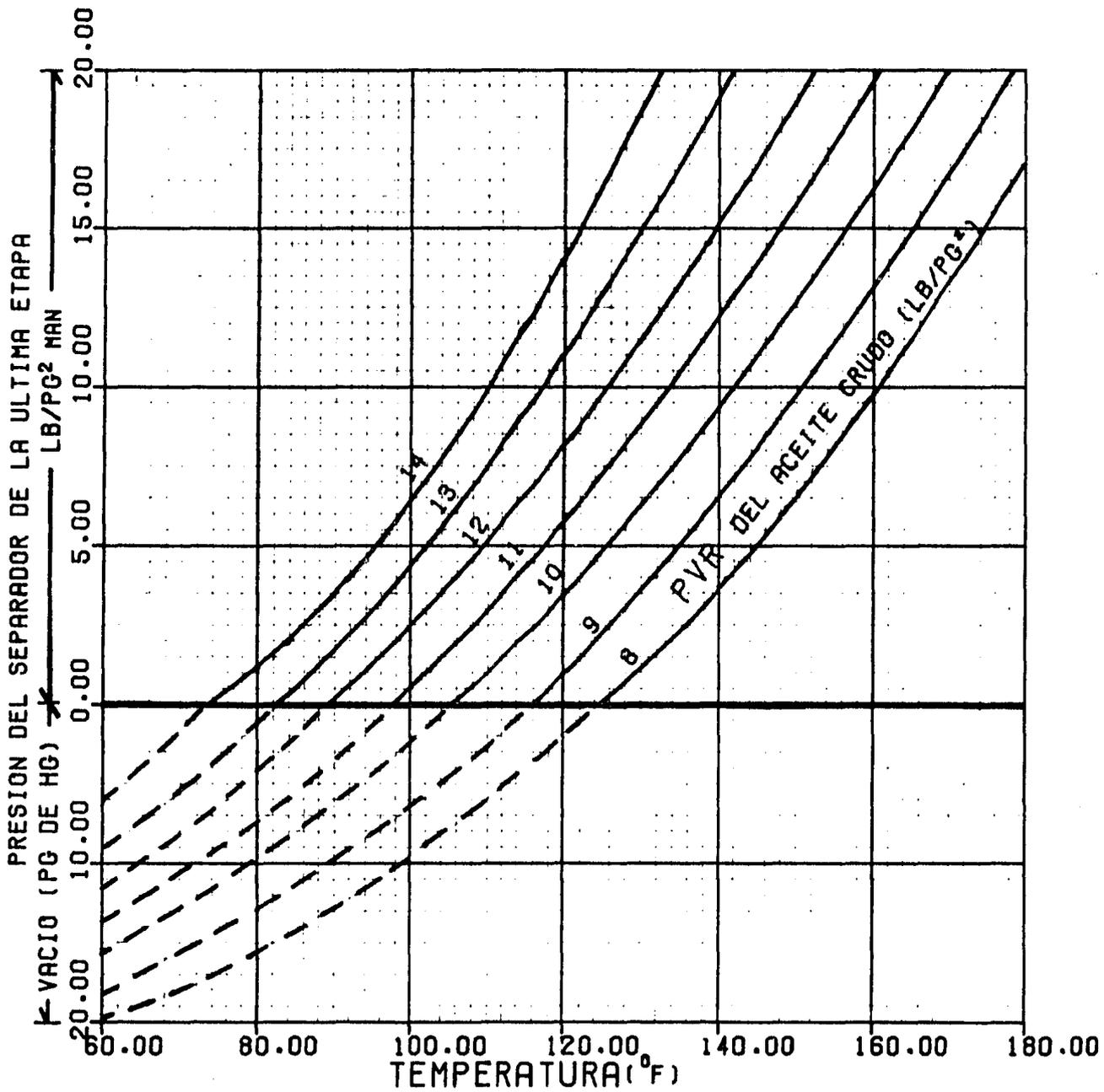


FIG. 11 . PRESION Y TEMPERATURA DEL SEPARADOR DE LA ULTIMA ETAPA A VARIAS PRESIONES DE VAPOR REID DEL ACEITE CRUDO.

sale del separador de la última etapa, la presión en cada etapa de separación intermedia se varía hasta que se obtenga una máxima producción de aceite. La presión en el separador intermedio en un sistema de separación de tres etapas, puede estimarse a partir de la gráfica de la Figura 12.

EJEMPLO IV.2

El separador de la primera etapa en un sistema de separación de tres, opera a una presión manométrica de 800 lb/pg², y la presión de separación de la tercera etapa es 10 lb/pg². Determinar la presión en la segunda etapa de separación.

Presión manométrica en la primera etapa: 800.0 lb/pg²

Presión manométrica en la tercera etapa: 10.0 lb/pg²

De la figura 12 se tiene:

*Presión manométrica en la segunda etapa: * 130.0 lb/pg² **

La presión calculada en el ejemplo se emplea como un punto de partida para la determinación de la presión óptima para operar el separador de la segunda etapa. El separador se pone a funcionar a la presión calculada y se realiza la medición exacta de la producción de aceite. Enseguida la presión se cambia, se incrementa o reduce, y se hace la medición del flujo de aceite crudo hasta que se obtiene la presión a la cual resulta el máximo flujo de aceite.

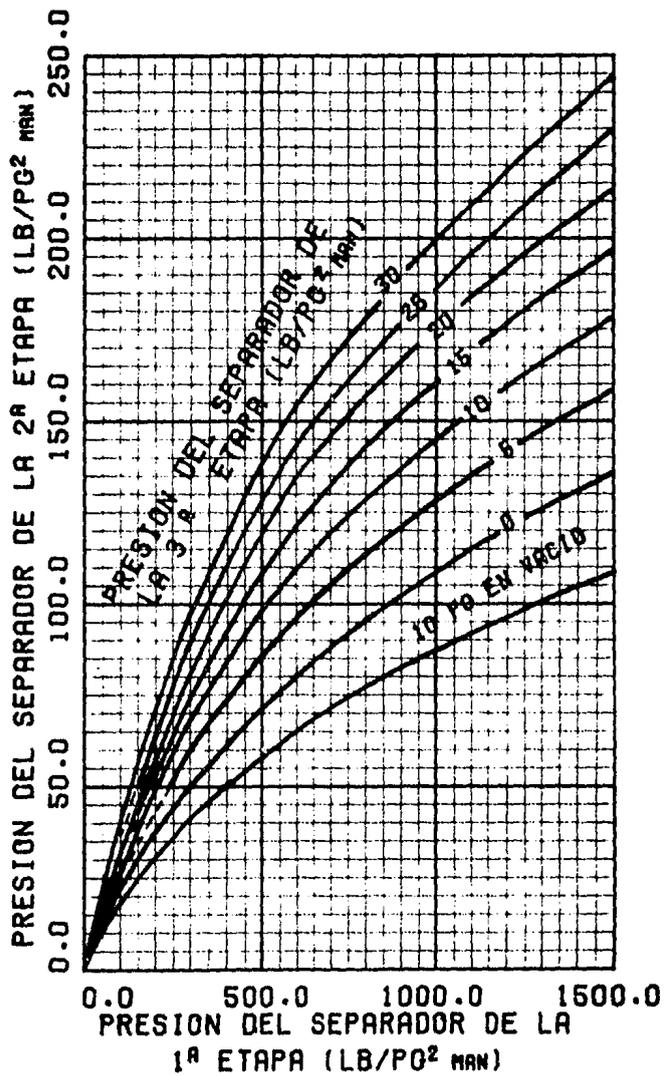


FIG. 12. PRESION DE OPERACION DEL SEPARADOR INTERMEDIO EN UN SISTEMA DE SEPARACION CON TRES ETAPAS.

4. Presión en los separadores de la segunda y tercera etapa en un sistema de cuatro etapas.

Las presiones en los separadores intermedios en un sistema de cuatro etapas, se puede obtener en forma aproximada a partir de las gráficas de las figuras 13 y 14.

EJEMPLO IV.3

El separador de la primera etapa en un sistema de cuatro opera a - - 1200 lb/pg², y el separador de la cuarta funciona a 10 lb/pg². Determinar las presiones de operación de la segunda y tercera etapa.

Presión manométrica de la primera etapa:	1200.0 lb/pg ²
Presión manométrica de la cuarta etapa:	10.0 lb/pg ²
Presión manométrica de la segunda etapa ¹	* 320.0 lb/pg ² *
Presión manométrica de la tercera etapa ²	* 77.5 lb/pg ² *

1 Obtenida a partir de la Figura 13

2 Obtenida a partir de la Figura 14

Las presiones de separación determinadas de las gráficas de las Figuras 13 y 14 se emplean como un punto de partida para obtener las presiones ideales de operación. Se mide el flujo de aceite que va al tanque de almacenamiento y se cambian las presiones de los separadores -se incrementan o reducen- hasta encontrar las condiciones con las que se obtiene el máximo flujo de aceite.

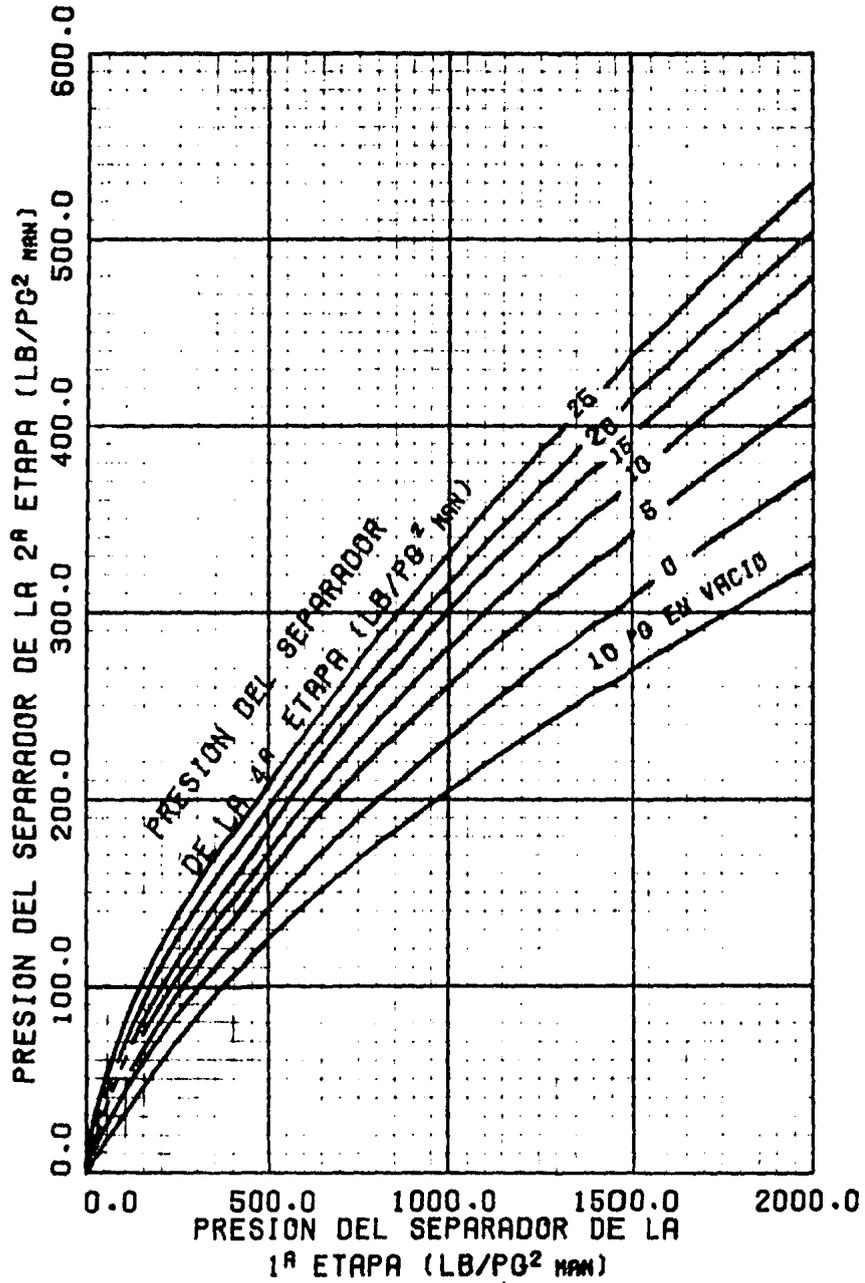


FIG. 13. PRESION DE OPERACION DEL SEPARADOR DE LA SEGUNDA ETAPA EN UN SISTEMA DE SEPARACION CON CUATRO ETAPAS.

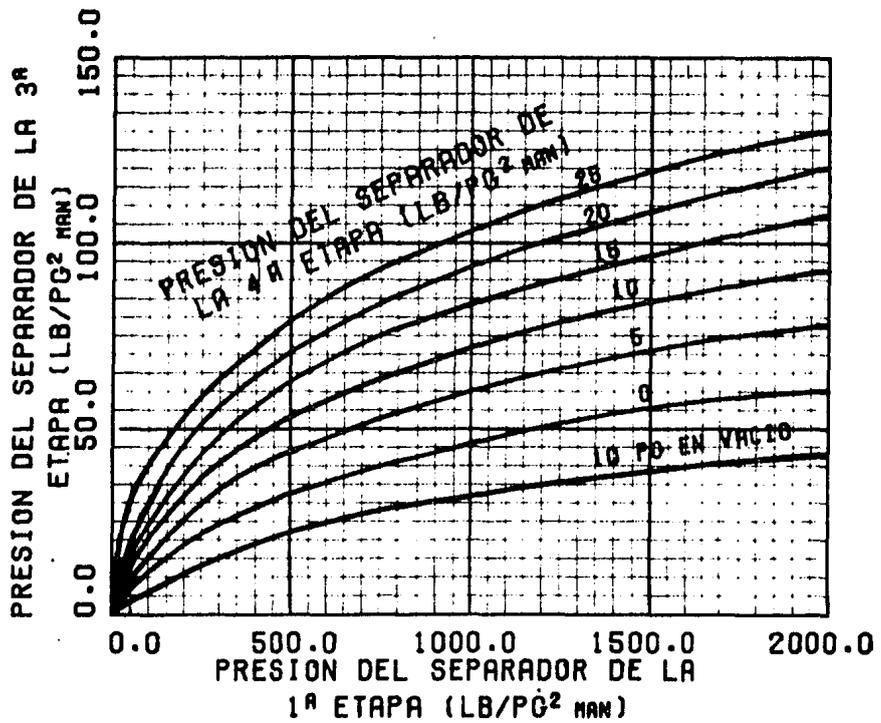


FIG. 14. PRESION DE OPERACION DEL SEPARADOR DE LA TERCERA ETAPA EN UN SISTEMA DE SEPARACION CON CUATRO ETAPAS.

C A P I T U L O V

OPERACION DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS

En la Figura 15, se muestra esquemáticamente el procedimiento de arranque de un sistema de separación en etapas, el cual consiste de los siguientes pasos:

1. Se reduce el punto de referencia en cada controlador de presión alrededor de un 25% para evitar la posibilidad de un "sobrepresionamiento" durante el proceso de arranque, y el consecuente accionamiento de las válvulas de alivio.
2. Se abren los pozos hacia el sistema.
3. Se abren las válvulas en las líneas de descarga del líquido de cada separador una vez que el nivel del líquido aumente.

PASOS

- 1 REDUCIR EL PUNTO DE REFERENCIA EN CADA CONTROLADOR DE PRESION
- 2 ABRIR LOS POZOS
- 3 CUANDO SE INCREMENTE EL NIVEL EN LOS SEPARADORES, ABRIR LAS VALVULAS EN LAS LINEAS DE DESCARGA DEL LIQUIDO
- 4 PONER EN SERVICIO EL ENFRIADOR DE ACEITE
- 5 AUMENTAR LENTAMENTE EL PUNTO DE REFERENCIA HASTA SU POSICION NORMAL

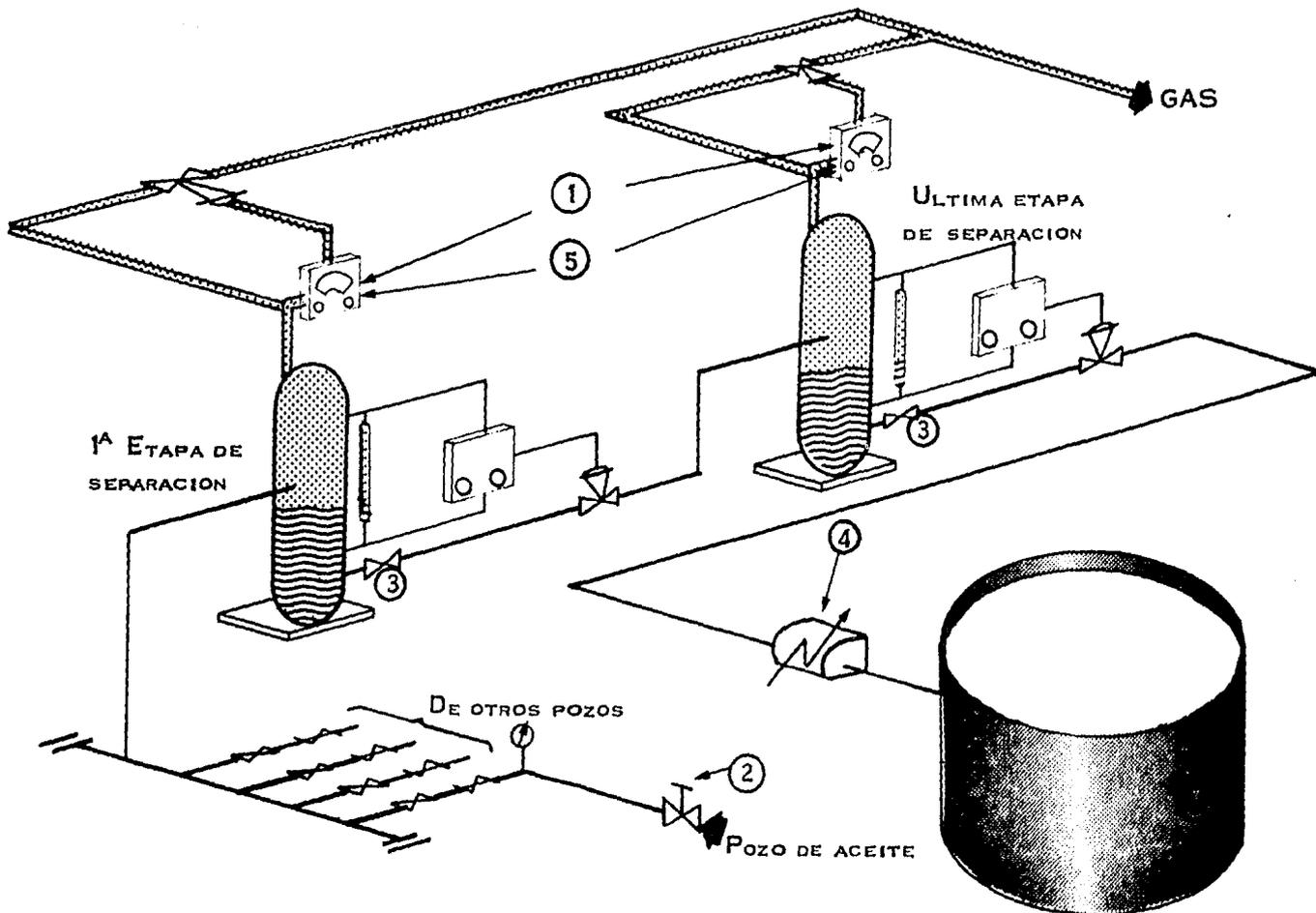


FIG. 15. PROCEDIMIENTO DE ARRANQUE DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS.

4. Se pone a funcionar el enfriador de aceite abriendo el sistema de agua de enfriamiento o arrancando el ventilador.
5. Lentamente, se incrementa el punto de referencia en cada controlador de presión hasta llegar a su posición normal.
6. Después que los estranguladores de los pozos son abiertos a su posición normal, se hacen los ajustes finales a los controladores de presión y de nivel para estabilizar la operación.

Procedimiento de Paro del Sistema

1. Se cierran los pozos que estén fluyendo al sistema de producción.
2. Se cierran las válvulas de la línea de descarga del líquido de cada separador, de manera que el líquido se mantenga mientras se está cerrando el sistema.
3. Se pone fuera de servicio el enfriador de aceite suspendiendo el agua de enfriamiento o apagando el ventilador.

Supervisión Rutinaria de la Operación

Las supervisiones de rutina se hacen para determinar si se ha presentado algún cambio en las condiciones de operación, con respecto a la última revisión. Si se presenta algún cambio, se debe determinar la causa de tal forma que se pueda tomar alguna acción correctiva para prevenir una alteración mayor de las condiciones. Por ejemplo, supóngase que el nivel de líquido del primer separador está una pulgada más arriba que el observado en la revisión anterior; esta variación en el nivel no presenta ningún problema,

pero la causa del cambio se debe determinar. Si un pozo adicional ha sido abierto en el sistema, hace que el nivel de los separadores se incremente debiéndose hacer los ajustes pertinentes de los puntos de referencia en los controladores de nivel para mantenerlos dentro de un rango normal de operación. Sin embargo, si el aumento en el nivel ocurre cuando no existe cambio en el gasto de flujo que entra al separador, la causa se debe de determinar. Esto puede ser ocasionado por una falla en el controlador del nivel o porque la válvula puede estar atorada o parcialmente taponada. En cualquier caso la causa de un cambio en las condiciones del proceso se debe de detectar y tomar las acciones correctivas si es necesario.

Es recomendable que periódicamente se efectúe una supervisión en el sistema tomando en cuenta los siguientes aspectos:

1. Revisar la presión, temperatura, gasto y dispositivos indicadores de nivel en cada separador.
2. Verificar la posición de cada válvula controladora de nivel y de presión. La posición es el porcentaje de abertura de la válvula.
3. Revisar las temperaturas en el enfriador de aceite para ver si está funcionando satisfactoriamente.
4. Verificar la PVR y el contenido de agua y sedimentos en la corriente de aceite del separador de la última etapa, si la PVR no se encuentra en el valor especificado, se ajusta la temperatura y/o presión del separador.
5. Revisar las válvulas y conexiones para detectar posibles fugas.

Fallas más Comunes en el Sistema

Para remediar las fallas, lo recomendable es revisar las posibles causas hasta detectar la que ocasiona el problema. El primer paso es asegurar la existencia del problema y que no es una falla en la lectura de instrumentos. En esta forma lo primero que se debe hacer es verificar los instrumentos del proceso, especialmente los niveles ópticos, hasta asegurarse de que funcionan correctamente.

Otro factor importante es el considerar al sistema en conjunto y no sólo tomar en cuenta la pieza o equipo en cuestión. Por ejemplo, un nivel errático en el separador de la última etapa, puede ser causado por baches del líquido que salen del separador de la primera etapa.

En la Tabla III, se presentan los problemas de operación más comunes de un sistema de separación en etapas, y los procedimientos para corregirlos.

TABLA III. PROBLEMAS EN UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS Y MEDIDAS CORRECTIVAS.

PROBLEMA	CAUSA	MEDIDAS CORRECTIVAS
No se puede mantener constante el nivel en el separador.	<ol style="list-style-type: none"> 1. El líquido entra al separador en baches. 2. El sistema de control de nivel no funciona apropiadamente. 	<ol style="list-style-type: none"> a. En el separador de la primera etapa, tratar de ajustar el flujo de entrada de tal forma que el bache de dos o más pozos no se descargue al mismo tiempo. b. En los separadores intermedios, verificar el flujo de cada separador corriente arriba e incrementar la posición de la banda proporcional, si el flujo es en baches. a. Revisar si está roto el tubo "torque" en el control de nivel. b. Revisar si hay roturas en el flotador. c. Revisar posibles fallas en la válvula de control. d. Revisar si hay fallas en el controlador.
No se puede mantener constante la presión del separador.	<ol style="list-style-type: none"> 1. El gas entra al separador en baches. 2. El sistema de control de presión no funciona apropiadamente. 	<p>La medida correctiva es la misma que cuando el líquido entra en baches.</p> <ol style="list-style-type: none"> a. Revisar si existe alguna fuga en el tubo bourdon en el controlador de presión. b. Revisar posibles fallas en la válvula de control. c. Revisar posibles fallas en el controlador. d. Verificar si hay formación de hidratos en la válvula de control de presión o en la línea de gas hacia el tubo bourdon en el controlador.

C A P I T U L O VI

ESTABILIZADOR TIPO DESTILACION

El líquido producido con el gas que proviene de pozos localizados en yacimientos de gas húmedo o de gas y condensado, es llamado frecuentemente condensado. Su composición difiere de la del aceite crudo, debido a que contiene esencialmente hidrocarburos dentro del rango de los componentes ligeros y las gasolinas. Tiene muy poco aceite combustible. Si los condensados fueran procesados en varias etapas de separación, como se describió previamente, hasta un 25% de los hidrocarburos que componen las gasolinas se vaporizan en los separadores, y salen en la corriente del gas en lugar de quedar en la porción del líquido remanente. En esta situación resulta más conveniente el empleo de un estabilizador, donde sólo los componentes ligeros son removidos del condensado. En la Figura 16, se muestra el diagrama de flujo de un sistema de estabilización.

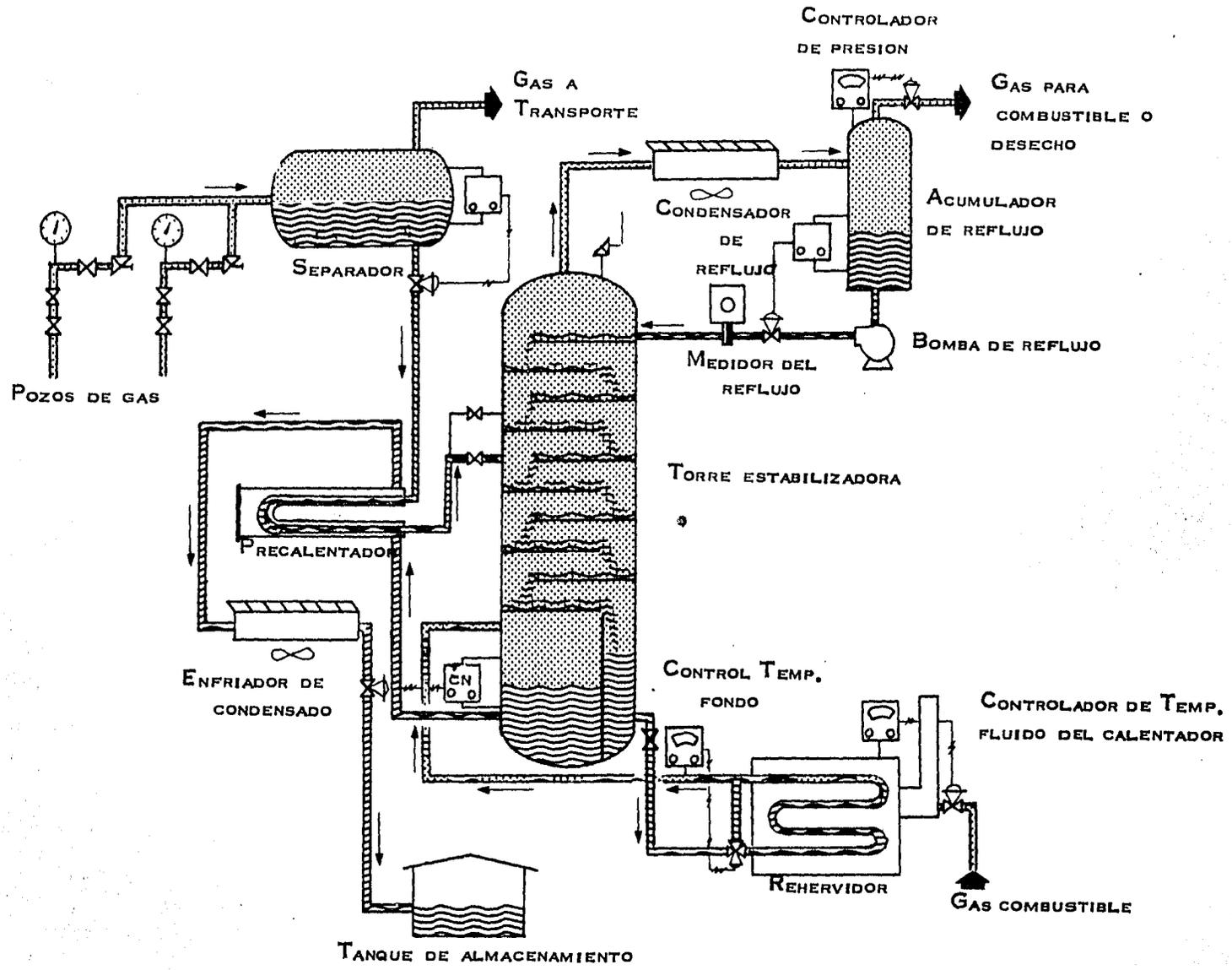


FIG. 16. ESTABILIZADOR DE CONDENSADO.

Descripción del Diagrama de Flujo

La corriente de uno o más pozos de gas entra a un separador, donde se remueve el gas producido con el condensado. Si la corriente del pozo contiene agua, ésta también es removida en el separador, o el líquido del separador fluye a un segundo recipiente, donde se elimina el agua. En cualquiera de los dos casos, fluyen condensados sin agua al estabilizador. Un controlador de nivel en el separador regula el gasto de flujo. El condensado pasa a través del precalentador, donde es calentado con el líquido caliente del fondo de la torre, y entra al estabilizador aproximadamente en la parte media. La porción del líquido de alimentación fluye a través de los platos hacia la parte más baja de la torre. Los componentes ligeros en el líquido son evaporados a medida que éste fluye hacia abajo de la torre.

El líquido que fluye a través del plato inferior, se derrama a una sección del fondo de la torre, la cual se encuentra aislada de las otras partes que integran dicha sección. El líquido fluye al calentador donde parte de la corriente se vaporiza. La corriente combinada líquido-vapor del calentador, se regresa a la otra sección de fondo del estabilizador. La porción de vapor fluye hacia arriba de la torre, y proporciona calor para evaporar los componentes ligeros del líquido que se encuentra sobre los platos. La porción de líquido de la corriente de salida del calentador entra a la sección de fondo del estabilizador, fluye hacia afuera por el fondo de la torre, pasa por el precalentador, donde parte de su calor se transfiere a la corriente de alimentación, y finalmente fluye a través de un enfriador para descargarse en el tanque de almacenamiento. Un sistema de

control de nivel regula el gasto de flujo.

El gas que entra a la torre en la corriente de alimentación fluye hacia arriba. Los componentes pesados en el gas son absorbidos por el líquido en los platos. El gas sale por la parte superior de la torre y pasa a través de un condensador, donde es enfriado aproximadamente a temperatura ambiente. Parte del gas se condensa cuando es enfriado. La corriente que sale del condensador entra al acumulador de reflujo, donde la porción de líquido cae al fondo y es regresada al plato superior de la torre. Un controlador de nivel en el acumulador, regula el flujo de líquido que es reintegrado a la torre. El gas que sale del acumulador se utiliza como combustible o se desecha. Un controlador de presión regula el flujo de gas que sale del acumulador.

Descripción del Equipo

El equipo en un sistema de estabilización incluye:

1. Una torre estabilizadora
2. Un rehervidor
3. Un condensador de reflujo
4. Un enfriador de condensado
5. Un precalentador para la corriente de alimentación
6. Un acumulador de reflujo
7. Una bomba de reflujo

A continuación se describe cada uno de estos dispositivos.

1. Torre estabilizadora

La torre estabilizadora es una torre fraccionadora típica que se grega los componentes ligeros como los productos del domo de los componentes pesados los cuales fluyen hacia el fondo. Tiene de 12 a 20 platos que son frecuentemente cachuchas tipo burbuja, aunque pueden usarse también los platos tipo válvula.

La torre se fabrica comúnmente de acero al carbón bajo especificaciones rígidas. Si el condensado que se va a manejar contiene sustancias corrosivas tales como H_2S ó CO_2 , la torre debe ser revestida con un material resistente a la corrosión tal como acero monel o inoxidable o bien con un revestimiento protector.

Si el diámetro de la torre es mayor de 24 pulgadas, se recomienda que tenga una entrada de hombre en el fondo o en el domo; y que los platos sean construidos con secciones removibles para permitir el paso a través de la torre. La torre tiene una válvula de alivio o disco de ruptura en la parte superior para prevenir incrementos de presión excesivos.

2. Rehervidor

El rehervidor proporciona un proceso de calor para evaporar los componentes ligeros contenidos en la corriente de alimentación. Con este equipo se eleva la temperatura y se vaporiza parte de la corriente de los condensados que se están alimentando. El tipo de calentador depende de la cantidad de calor que es transferido en la unidad. En general, se utiliza un calentador del tipo tubo de humo si el condensado que fluye del estabi-

lizador es menor de 1000 bl/dfa. El tubo de humo está sumergido totalmente en sal fundida o un aceite especial para calentamiento. La sal o aceite se calienta a una temperatura de aproximadamente 500 a 650 °F por los quemadores dentro del tubo de humo.

El aceite que sale del fondo del estabilizador hacia el calentador, fluye a través de los tubos, los cuales se encuentran inmersos en el líquido caliente dentro del calentador. Si el flujo de condensados es mayor de 1000 bl/dfa, se usa frecuentemente un calentador de fuego directo, el aceite fluye a través de los bancos de tubos localizados a lo largo de las paredes internas de la cabina.

Generalmente varios quemadores se localizan al final o en el piso del calentador. Además, casi siempre se usa una bomba con este tipo de calentador.

3. Condensador de Reflujo

El condensador de reflujo enfría la corriente de gas de la parte superior del condensador aproximadamente a temperatura ambiente. Parte del gas se condensa al reducirse su temperatura. El condensador puede ser del tipo ventilador (soloaire), cuando no se tiene ningún medio de enfriamiento disponible, o puede ser del tipo de tubos y coraza si se cuenta con agua de enfriamiento.

lizador es menor de 1000 bl/día. El tubo de humo está sumergido totalmente en sal fundida o un aceite especial para calentamiento. La sal o aceite se calienta a una temperatura de aproximadamente 500 a 650 °F por los quemadores dentro del tubo de humo.

El aceite que sale del fondo del estabilizador hacia el calentador, fluye a través de los tubos, los cuales se encuentran inmersos en el líquido caliente dentro del calentador. Si el flujo de condensados es mayor de 1000 bl/día, se usa frecuentemente un calentador de fuego directo, el aceite fluye a través de los bancos de tubos localizados a lo largo de las paredes internas de la cabina.

Generalmente varios quemadores se localizan al final o en el piso del calentador. Además, casi siempre se usa una bomba con este tipo de calentador.

3. Condensador de Reflujo

El condensador de reflujo enfría la corriente de gas de la parte superior del condensador aproximadamente a temperatura ambiente. Parte del gas se condensa al reducirse su temperatura. El condensador puede ser del tipo ventilador (soloaire), cuando no se tiene ningún medio de enfriamiento disponible, o puede ser del tipo de tubos y coraza si se cuenta con agua de enfriamiento.

4. Enfriador de Aceite

El enfriador de aceite se usa para bajar la temperatura del condensado estable producido en el fondo de la torre a una temperatura cerca na a la ambiente. El enfriador es generalmente del mismo tipo que el condensador de reflujo; o sea, del tipo ventilador si no se tiene agua de enfriamiento, o del tipo de tubos y coraza si se dispone de ésta.

Si el enfriador de aceite y el condensador de reflujo son ambos del tipo soloaire, generalmente son montados en una sola estructura usándose un ventilador común para ambas unidades.

5. Pre calentador

El pre calentador es un intercambiador de calor en el cual parte del calor del producto de fondo se transfiere a la corriente de alimentación. Generalmente es del tipo de tubos y coraza o uno del tipo tubo en "U" hecho de acero al carbón con tubos de acero.

6. Acumulador de Reflujo

El acumulador de reflujo es generalmente un separador vertical, el cual segrega la corriente que sale del condensador en el gas y líquido. El líquido se va al fondo y se regresa a la torre para el reflujo. Un controlador de nivel regula el flujo de líquido que deja el acumulador. El gas sale por la parte superior del recipiente hacia un sistema para combustible o desecho. El gasto de reflujo se regula con un controlador de presión.

El acumulador se fabrica de acero al carbón bajo un código de estrictas especificaciones. Frecuentemente contiene un extractor de niebla en la parte superior para remover las partículas finas de líquido en la corriente. Si un volumen significativo de agua se condensa en el acumulador, se instala un controlador de nivel para remover el agua hacia el sistema de drene.

7. Bomba de Reflujo

Los hidrocarburos líquidos que caen hacia el fondo del acumulador de reflujo, son regresados hacia el estabilizador con una bomba de reflujo. Esta generalmente es del tipo centrífuga accionada por un motor eléctrico y dimensionada para manejar el volumen de líquido que se forma en el condensador. Esta eleva la presión del líquido a 30 lb/pg² aproximadamente.

Con frecuencia, se dispone de una bomba de relevo, la cual es idéntica a la unidad en operación. Esta se usa cuando la unidad que se encuentra en operación debe ser desconectada para proporcionarle mantenimiento.

Aplicación de los Estabilizadores

Los estabilizadores se usan para remover los componentes ligeros del condensado producido de pozos de gas o de aceite crudo con una densidad relativa menor a 0.80 (gravedad API mayor a 45 °). El medio alternativo para remover los componentes ligeros es usar una o más etapas de separación; sin embargo, el volumen de líquido obtenido con un estabilizador es mayor

que el recuperado mediante un sistema de separación en etapas.

Una de las desventajas de un sistema en etapas, es que el separador de la etapa final opera generalmente a una presión cercana a la atmosférica; de esta manera, el gas liberado debe comprimirse antes de utilizarse como combustible o para otros propósitos. El estabilizador opera a una presión suficientemente alta de tal modo que el gas separado puede fluir directamente hacia un sistema de combustible sin requerir compresión.

La selección de un estabilizador o de un sistema de separación en etapas, se base en una comparación del costo y rendimiento de los dos sistemas. El estabilizador generalmente es más costoso, pero proporciona un incremento sustancial en la recuperación de hidrocarburos líquidos.

CAPITULO VII

CONTROL DEL ESTABILIZADOR

La corriente de alimentación a un estabilizador, es una mezcla de muchos hidrocarburos como la que se muestra a continuación:

ALIMENTACION AL ESTABILIZADOR

COMPONENTE	% MOLAR DE ALIMENTACION AL ESTABILIZADOR	
C ₁	19	
C ₂	4	35% de componentes ligeros
C ₃	12	
C ₄	10	Butanos, PV = 60 lb/pg ² abs
C ₅	8	
C ₆	11	55% de componentes pesados,
C ₇ ⁺	<u>36</u>	PV = 8 lb/pg ² abs.
	100	

La mezcla puede agruparse en tres categorías: componentes ligeros, butanos y componentes pesados. El producto de fondo del estabilizador debe contener todos los componentes pesados, más la cantidad de butanos - suficiente para cumplir la presión de vapor especificada para el producto de fondo.

Supóngase que la PVR especificada es de 12 lb/pg^2 . Esta puede lograrse a partir de la composición mostrada, si la mitad de los butanos forman parte del producto de fondo. De esta manera, el producto ideal en el domo del estabilizador debe incluir los componentes ligeros más la mitad de los butanos, y el producto de fondo los componentes pesados más la otra mitad de los butanos.

Un estabilizador funciona como un agotador de butanos; parte de ellos salen por la parte superior junto con los componentes ligeros, y el resto se va con los componentes pesados del fondo. Desafortunadamente, es difícil evaporar todos los componentes ligeros y parte de los butanos que deben salir por el domo de la torre, y dejar una porción remanente de éstos y los componentes pesados como el producto de fondo. Los butanos que salen por la parte superior de la torre con los componentes ligeros, normalmente acarrearán parte de los hidrocarburos pesados, pentanos esencialmente. Por otra parte, los butanos que salen con el producto de fondo llevan consigo algo de ligeros, propano principalmente. La presión de vapor del propano es aproximadamente cuatro veces la del butano. Así, cada volumen de propano en el producto de fondo, desplaza cuatro volúmenes de butano.

En la Tabla IV, se muestra el efecto de los componentes ligeros en el producto de fondo del estabilizador, se puede observar que una concentración pequeña de componentes ligeros en el fondo desplaza al butano, y el efecto neto es una reducción del volumen del producto de fondo.

Como se vió anteriormente, lo deseable es que el producto de domo esté libre de componentes pesados, y el producto de fondo no arrastre componentes ligeros y así contenga la cantidad de butanos requerida para lograr la PVR especificada. Este tipo de operación en la práctica, es difícil de alcanzarse. Generalmente se tiene una de las siguientes opciones:

1. Operar la torre de tal manera que el producto de domo no contenga componentes pesados, pero que el producto de fondo contenga algo de ligeros.
2. Operar la torre de tal forma que el producto de fondo no contenga ligeros, pero algo de componentes pesados salgan por el domo.

La segunda opción, proporciona usualmente la producción máxima del producto de fondo.

En este punto surge una pregunta: ¿Cómo saber si el producto de domo contiene componentes pesados o si el de fondo contiene ligeros?. Analizando primero el producto de domo:

Si la concentración de pesados en el producto de domo se incrementa, la densidad relativa o gravedad específica del gas que sale del acumulador de reflujo también aumenta. En la mayoría de las instalaciones,

TABLA IV . EFECTO DE LOS COMPONENTES LIGEROS EN EL PRODUCTO DE FONDO DEL ESTABILIZADOR.

COMPONENTES EN EL PRODUCTO
DE FONDO DEL ESTABILIZADOR

VOLUMEN Y COMPOSICION DEL PRODUCTO DE
FONDO EL CUAL TIENE UNA PVR DE 12 lb/pg²

	Ningún comp. ligeros	0.5% de comp. ligeros	0.95% comp. ligeros
C ₂ } Componentes	0	0	0.05
C ₃ } Ligeros	0	0.5	0.91
C ₄	4.8	2.6	0.05
<u>Pesados</u>	<u>100.0</u>	<u>100.0</u>	<u>100.00</u>
Volumen total	104.8	103.1	101.01
Volumen relativo	100%	98.4%	96.4%
Densidad relativa	0.7420	0.7444	0.7475
Gravedad API	59.20	58.58	57.80

no se tiene ningún gravímetro en la corriente de descarga del gas que indique su densidad.

Una prueba sencilla para detectar cambios en los componentes pesados dentro de los productos de domo de la torre, es la prueba de intemperización. Un tubo de intemperización como el que se muestra en la Figura-17, se llena con líquido del reflujo. Se introduce un termómetro en el tubo y se permite que el líquido se vaporice hasta que quede un volumen residual del 5%. En este punto, se observa la temperatura. Esta generalmente se conserva en un rango de 14 a 30 °F. Si la cantidad de componentes pesados se incrementa, la temperatura del volumen de líquido residual también aumenta. Esta prueba no proporciona concentraciones cuantitativas de los componentes pesados en el reflujo; ya que simplemente indica un cambio. Una concentración baja de componentes pesados en los ligeros del reflujo, dá como resultado una reducción de la temperatura del volumen residual de líquidos en el tubo de intemperización y viceversa.

La determinación de la concentración de componentes ligeros en el producto de fondo es más difícil. Es de esperarse que un incremento en los componentes ligeros dentro del producto de fondo, proporcione como resultado un incremento en la presión de vapor. Sin embargo, como se verá más adelante, la presión de vapor del producto de fondo está determinada por la presión de operación de la torre y la temperatura de fondo. De esta manera, un producto de fondo que tenga una presión de vapor constante puede tener una cantidad variable de componentes ligeros. El efecto de tener una mayor cantidad de componentes ligeros en el producto de fondo con

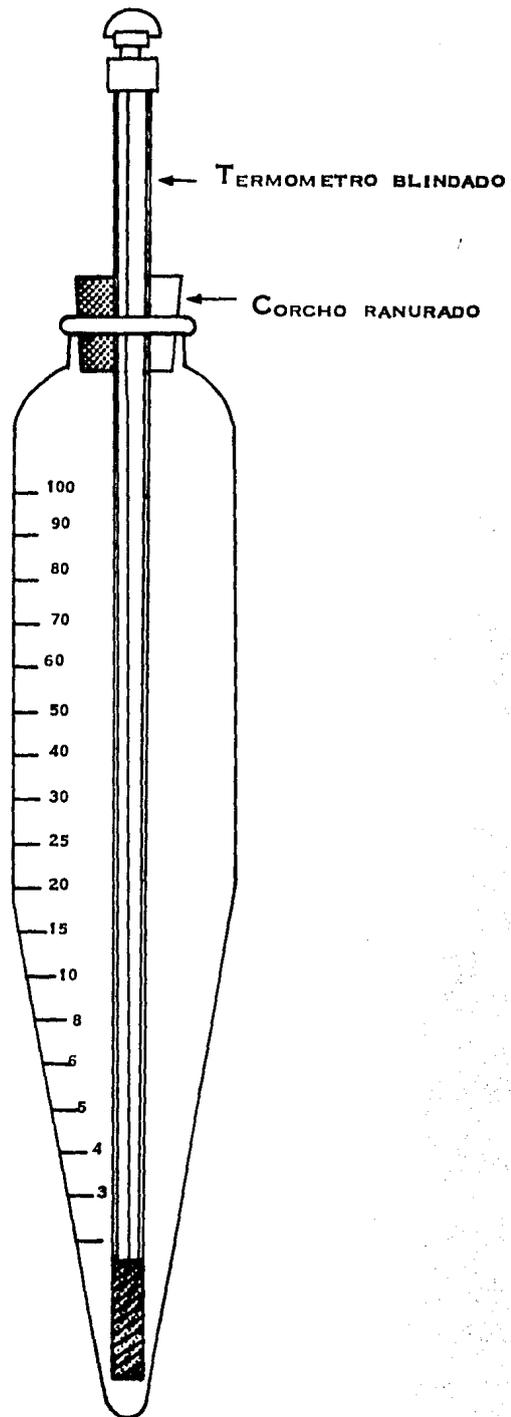


FIG. 17. TUBO DE INTEMPERIZACION.

una PVR constante, es elevar la densidad relativa o bajar la gravedad API del producto de fondo. Como se muestra en la Tabla IV.

Existe otra consideración en la operación de la torre la cual tiene como objetivo mantener su costo de operación en un valor mínimo. El costo principal de operación es el del combustible para el calentador del rehervidor. En la mayoría de las operaciones de producción, el calentador usa gas combustible; el cual si no se empleara, se podría utilizar para otros fines. Por consiguiente, en la evaluación del comportamiento de un estabilizador, se tiene que deducir el costo del combustible del calentador, del valor del producto de fondo para obtener la ganancia neta de la instalación.

Los puntos de control de un estabilizador que afectan el volumen del producto de fondo y el consumo de gas combustible en el calentador son:

1. Gasto de reflujo
2. Presión
3. Temperatura de fondo
4. Temperatura de la corriente de alimentación
5. Punto en el que la corriente de alimentación entra a la torre

Cada una de estas variables de operación se discuten a continuación.

Control de Reflujo

Un estabilizador es un fraccionador con el cual se obtiene un producto en el domo, gas; y un producto de fondo, líquido con una cierta PVR. Si el producto de fondo tiene una presión de vapor grande, contiene además

gran cantidad de productos del domo. Si el producto de domo tiene una densidad relativa alta, contendrá además muchos productos de fondo.

El reflujo es la porción del gas descargado por el domo de la torre que se condensa en el enfriador, y es bombeado hacia la parte superior de la torre. La función del reflujo es limpiar los productos del domo y del fondo. Si no hubiera reflujo, el gas que sale por el domo de la torre tendría una concentración alta de componentes pesados, y los líquidos que se descargan por el fondo incluirían concentraciones elevadas de componentes ligeros.

El reflujo es una recirculación dentro de la torre. El líquido de éste se agrega sobre el plato superior y se mueve hacia abajo de la torre; durante el trayecto se calienta y vaporiza con el calor del gas que fluye en forma ascendente. El vapor del reflujo sale por el domo y se condensa en el enfriador y posteriormente se repite el ciclo.

El calor requerido para vaporizar el líquido del reflujo, es absorbido del gas que fluye hacia arriba de la torre. Este gas proviene del rehervidor. El resultado neto es que por cada galón de líquido de reflujo que entra a la torre, se requiere añadir bastante calor en el rehervidor para vaporizar dicho volumen de líquido. En otras palabras, incrementando el reflujo, aumenta el consumo de calor requiriéndose más combustible para el calentador.

Una pequeña cantidad de reflujo, tiene un gran efecto sobre la re

ducción de la cantidad de componentes pesados en el producto de domo y de componentes ligeros en el producto de fondo. A medida que el reflujo se incrementa, el efecto será menos significativo sobre la purificación de las corrientes del fondo y del domo. Un límite se obtiene cuando los costos -- del combustible del calentador necesarios para vaporizar el reflujo adicional, son mayores que el valor del incremento de los productos de fondo recuperados. Así, el gasto ideal de reflujo es aquél para el que se obtiene la mayor ganancia neta, la cual es igual al valor del producto de fondo menos el costo del gas combustible del calentador. El gasto ideal de reflujo se determina variando el gasto hasta el punto en el cual se obtiene la máxima ganancia. Una vez determinado el gasto óptimo de reflujo, se calcula la relación de reflujo y se utiliza como una base para variar el reflujo -- cuando existe algún cambio en el gasto de gas que se descarga por el domo de la torre. La ecuación para la relación de reflujo es:

$$\text{Relación de reflujo} = \frac{\text{Gasto de reflujo}}{\text{Gasto de gas del domo}}$$

EJEMPLO VII.1

El gasto ideal de reflujo en un estabilizador es de 14 gal/min cuando el gasto de gas que se descarga es 0.35 MM pies³/día. Calcular la relación de reflujo.

Gasto de reflujo	14 gal/min
Gasto de gas descargado del estabilizador	0.35 MM pies ³ /día
Relación de reflujo	14/0.35

$$* = 40 \frac{\text{gal/min}}{\text{MM pies}^3/\text{día}} *$$

Cuando existe una variación en el gasto de gas que sale del estabilizador, la relación de reflujo calculada anteriormente, multiplicada por el gasto de gas, proporciona el reflujo adecuado para este nuevo gasto.

EJEMPLO VII.2

El gasto de gas del estabilizador del ejemplo anterior es 0.4 MM pies³/día. Calcular el gasto de reflujo.

Gasto de gas en la descarga del estabilizador 0.4 MM pies³/día

Relación de reflujo 40 $\frac{\text{gal/min}}{\text{MM pies}^3/\text{día}}$

*Gasto de reflujo * 40 x 0.4 = 16 gal/min **

Otro de los objetivos del reflujo es enfriar la porción superior de la torre. Durante los meses de invierno, la temperatura de reflujo es más baja que durante el verano teniéndose un mayor enfriamiento. En consecuencia, la relación y el gasto de reflujo pueden reducirse ligeramente durante las épocas frías. El efecto de esto, es reducir la cantidad de calor en el rehervidor, y de este modo disminuir el combustible utilizado en el calentador.

Como se muestra en la Figura 18, el gasto de reflujo se controla regulando el grado de condensación que ocurre en el condensador de reflujo. Todo el líquido que se condensa cae al fondo del acumulador de reflujo, y posteriormente es bombeado al domo del estabilizador. El flujo se regula con un controlador de nivel colocado en el acumulador. El gasto de reflujo

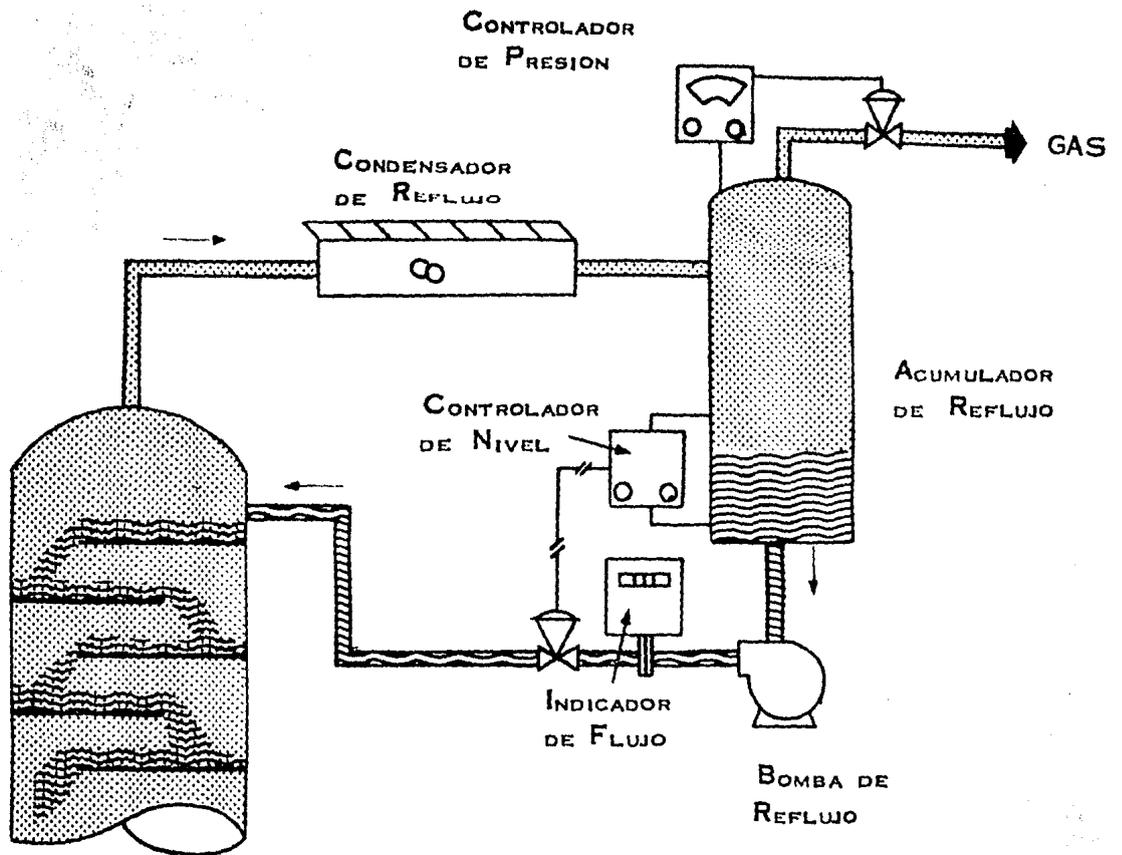


FIG. 18. INSTALACIONES DEL CONTROLADOR DE PRESION Y DEL ACUMULADOR DE REFLUJO.

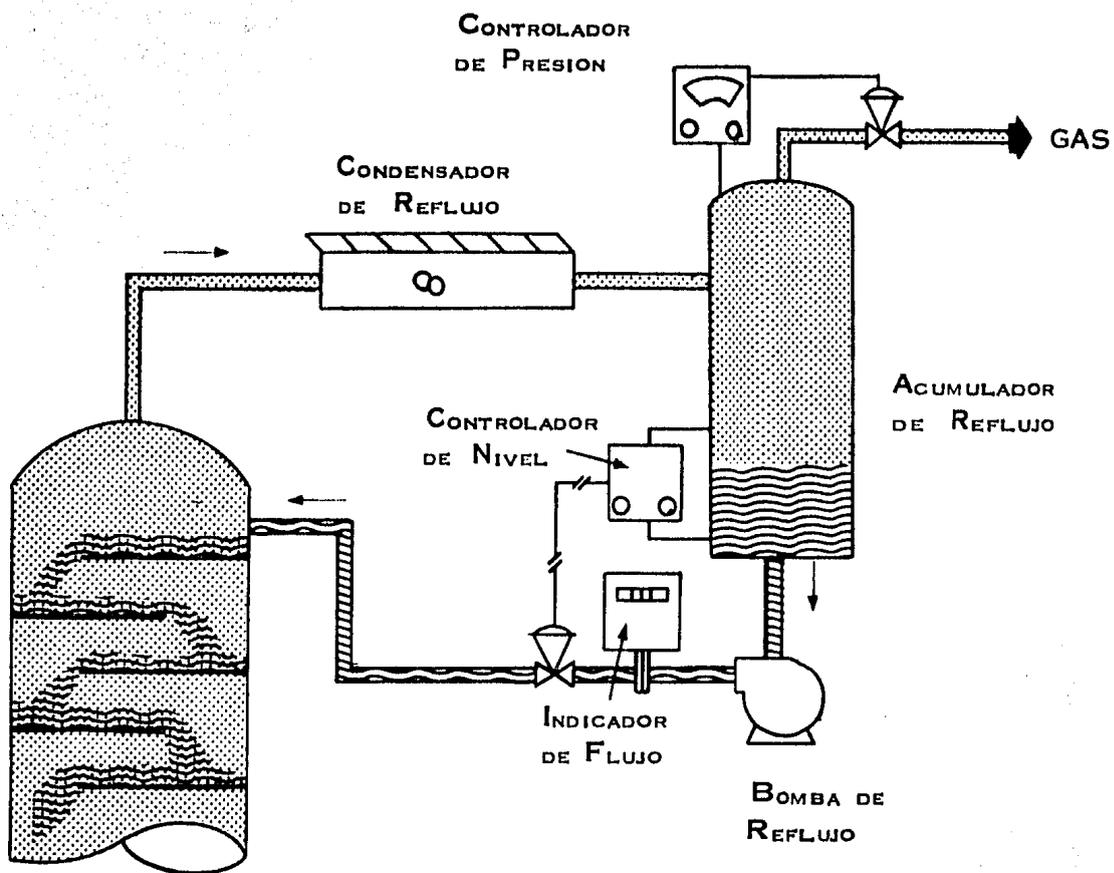


FIG. 18. INSTALACIONES DEL CONTROLADOR DE PRESION Y
DEL ACUMULADOR DE REFLUJO.

se incrementa aumentando el enfriamiento en el condensador de reflujo. Si el intercambiador es del tipo de tubos y coraza con flujo de agua a través de él, ocurrirá una mayor condensación abriendo el flujo de agua hacia el intercambiador.

Si el condensador es del tipo ventilación, se tendrá un mayor enfriamiento abriendo las persianas o incrementado la velocidad del ventilador de aire.

Durante los meses de verano, el condensador frecuentemente opera a su capacidad máxima de enfriamiento. En esta situación la única manera de incrementar el reflujo es aumentando la presión del estabilizador con lo que se obtiene una mayor condensación en el condensador de reflujo.

El reflujo debe fluir a la torre a un gasto constante. De esta manera, el controlador de nivel que regula el flujo debe tener un ajuste alto de la banda proporcional - 75 a 100 %. Un ajuste bajo de la banda proporcional dá como resultado un reflujo cíclico y una operación inestable de la torre.

Presión de Operación del Estabilizador.

La función básica de un estabilizador es segregar los componentes ligeros de los pesados. La facilidad con la cual los componentes ligeros pueden ser segregados de los pesados en una torre fraccionadora, depende de la diferencia de las presiones de vapor de los dos productos. Entre mayor sea la diferencia de presión de vapor, más fácil será la segregación. Esta

diferencia entre los componentes ligeros y los pesados es mayor a bajas presiones. En otras palabras, se requiere menor reflujo (y combustible para el calentador) a bajas presiones que a presiones altas, produciendo la misma cantidad de productos de fondo.

De lo anterior, puede parecer que la presión debe mantenerse lo más baja posible. Esto es cierto, pero se produce un efecto perjudicial al hacerlo ya que durante el verano es difícil condensar el suficiente reflujo para la operación ideal del estabilizador. Cuando el condensador de reflujo está operando al máximo enfriamiento, la cantidad de reflujo que se condensa varía directamente con la presión del estabilizador. Aumentando la presión se incrementa la condensación y viceversa. El resultado de esto, es que la corriente de reflujo se puede cambiar ajustando la presión del estabilizador. Si se requiere un reflujo mayor se debe aumentar la presión del estabilizador.

Durante el invierno, cuando hay más enfriamiento disponible, la presión de la torre puede ser reducida y el gasto de reflujo también, ya que a más baja presión se requiere menos reflujo.

En la sección anterior se discutió acerca de la relación de reflujo y se dijo que debe mantenerse constante. Sin embargo, la relación se aplicará a una cierta presión de operación y deberá ser más baja a medida que se reduce la presión de la torre; puesto que el gasto de reflujo es afectado por la presión de la torre, puede ser necesario cambiar la presión hasta encontrar el gasto de reflujo ideal como se mencionó anteriormente.

El procedimiento correcto para controlar la presión, es operar a la presión más baja a la cual la cantidad apropiada de reflujo se condensará.

En la Figura 18 se puede observar que la presión se controla con un regulador en la salida del gas del acumulador de reflujo. El dispositivo del control de presión puede ser un regulador o un controlador de presión. El regulador tiene un resorte el cual se estira para elevar el ajuste de presión y viceversa. El controlador de presión tiene un punto de referencia, el cual se modifica manualmente por el operador para cambiar el ajuste de la presión.

Control de la Temperatura de Fondo

La temperatura a la que opera el fondo de la torre, la cual normalmente es la misma que la del líquido que regresa del rehervidor, depende de la presión de operación y de la PVR del producto de fondo. La gráfica de la Figura 19 se usa para estimar la temperatura del producto de fondo a varias presiones de operación y PVR especificadas.

EJEMPLO VII.3

Un estabilizador operando a una presión de 160 lb/pg² tiene una especificación de PVR igual a 12 lb/pg². Determinar la temperatura de fondo.

<i>Presión de operación</i>	<i>160 lb/pg²</i>
<i>PVR especificada</i>	<i>12 lb/pg²</i>
<i>Temperatura de fondo¹</i>	<i>* 285 °F *</i>

1 Obtenida de la Figura 19

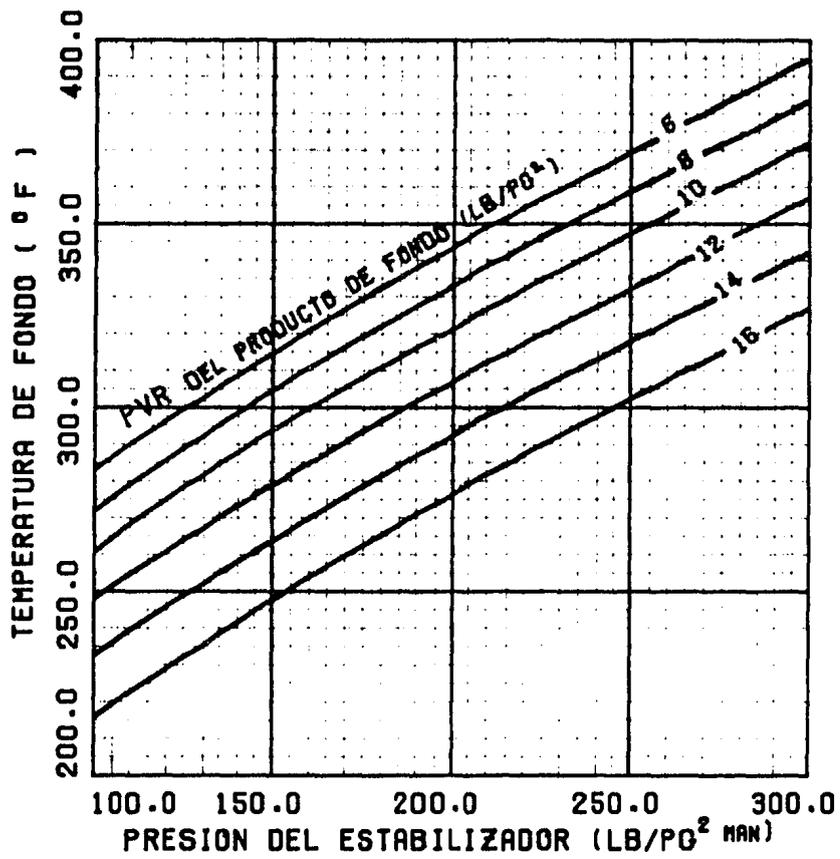


FIG. 19. CALCULO DE LA TEMPERATURA DEL PRODUCTO DE FONDO.

La gráfica para determinar la temperatura de fondo se desarrolló a partir de datos promedio para aceites crudos ligeros y condensado. El líquido del estabilizador considerado, puede tener propiedades ligeramente diferentes de aquéllos utilizados para el desarrollo de la gráfica, de esta manera las temperaturas pueden ser unos cuantos grados diferentes a las mostradas en la gráfica. Sin embargo, ésta proporciona un buen punto de partida para operar una instalación de estabilización nueva.

Al referirse a la temperatura de fondo de la torre, se debe especificar a qué sección de fondo se está haciendo referencia, ya que la mayoría de los estabilizadores tienen dos compartimientos. Uno contiene el líquido que está fluyendo del último plato y que después se descarga hacia el calentador. El otro contiene líquido y gas proveniente del calentador. En este comportamiento se controla la temperatura de fondo y se considera que es la misma que tiene la corriente que proviene del calentador.

Existen dos tipos generales de sistemas para el control de la temperatura de fondo usados en los estabilizadores:

1. Control de temperatura de fondo regulando el flujo de combustible que va al calentador del rehervidor. Este sistema es usado en calentadores a fuego directo.
2. Control de temperatura de fondo regulando el flujo en una línea de desvío del calentador. Este sistema se utiliza en calentadores en los cuales, los serpentines de calentamiento están sumergidos en una solución salina o en aceite caliente.

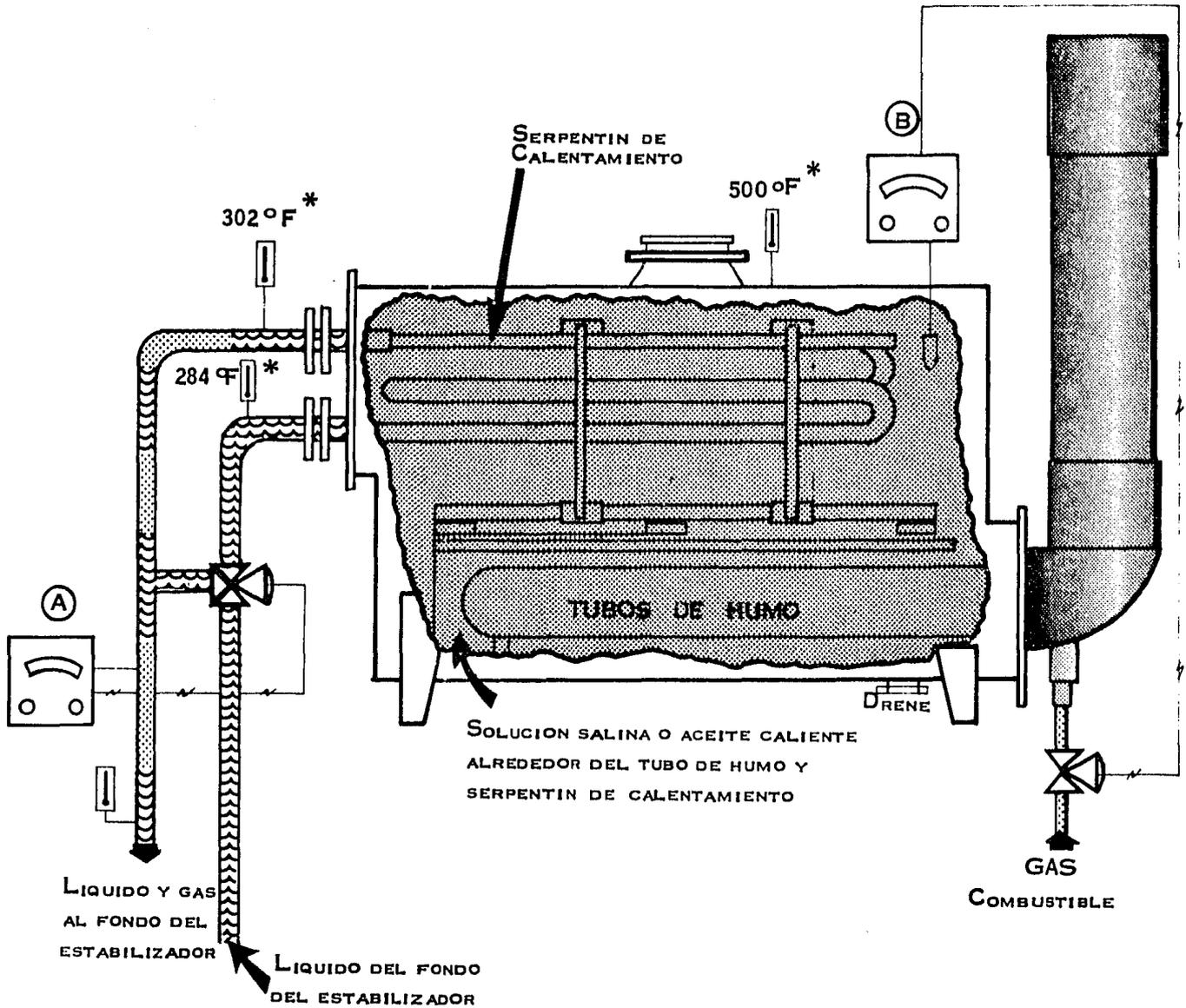
Ambos sistemas se muestran en las Figuras 20 y 21. La temperatura de fondo se cambia ajustando el punto de referencia en el controlador de temperatura localizado en la línea de descarga del calentador.

Cuando se usa un calentador tipo tubos de humo, la temperatura del aceite caliente o de la solución salina que rodea el tubo de humo, es controlada con un controlador de temperatura que regula el flujo de gas combustible al calentador. Menos gas combustible se requiere para bajas temperaturas del líquido que rodea el serpentín de calentamiento. El mejor ajuste de temperatura en el controlador que regula el gas combustible, es aquél para el cual se tiene la mínima cantidad de aceite desviado al serpentín de calentamiento. El procedimiento para determinar este punto es el siguiente:

1. Ajustar el controlador de temperatura que regula el gas combustible a 180 °F por arriba de la temperatura requerida en la descarga del calentador.
2. Observar la posición de la válvula de tres vías en la línea de admisión de líquido del serpentín de calentamiento. Si la válvula está completamente abierta, lo que indica que todo el líquido está fluyendo a través del serpentín de calentamiento, subir el punto de referencia del controlador de temperatura que regula el flujo del gas combustible hasta alcanzar un nivel de tal modo que, la válvula de tres vías se mueva aproximadamente un 10% para que algo del líquido que entra a la válvula, fluya a través de la línea de desvío.

Una temperatura de fondo alta, proporciona como resultado una

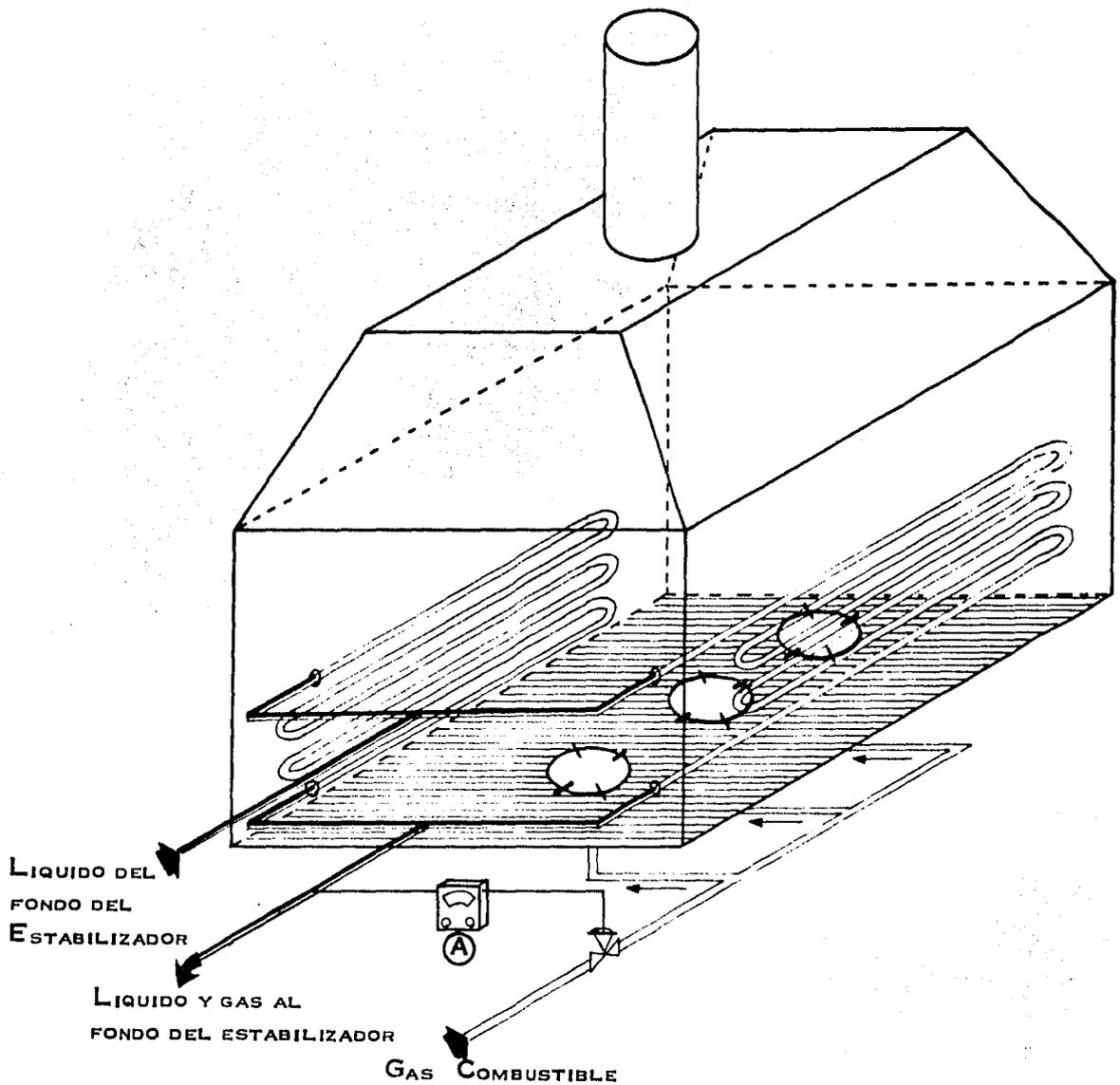
* LAS TEMPERATURAS SON LAS USADAS CUANDO OPERA EL ESTABILIZADOR A 180 LB/PG².



A - CONTROLADOR DE TEMPERATURA QUE REGULA UNA VALVULA DE 3VIAS PARA DESVIAR LIQUIDO Y MANTENER CONSTANTE LA CORRIENTE QUE REGRESA AL ESTABILIZADOR,

B - CONTROLADOR DE TEMPERATURA QUE REGULA EL FLUJO DEL GAS COMBUSTIBLE PARA MANTENER CONSTANTE LA TEMPERATURA DEL LIQUIDO QUE RODEA EL SERPENTIN DE CALENTAMIENTO,

FIG. 20. CONTROL DE LA TEMPERATURA EN UN CALENTADOR DEL REHERVIDOR, TIPO TUBOS DE HUMO.



A. CONTROLADOR DE TEMPERATURA QUE REGULA EL FLUJO DEL GAS COMBUSTIBLE PARA MANTENER CONSTANTE LA TEMPERATURA DEL LIQUIDO QUE RODEA AL SERPENTIN DE CALENTAMIENTO.

FIG. 21. CONTROL DE LA TEMPERATURA EN UN CALENTADOR DEL REHERVIDOR A FUEGO DIRECTO.

baja PVR del producto. Cuando la PVR está por abajo del límite especificado, no se tiene la máxima producción. Como regla general, el flujo del producto de fondo se reduce en un 1% cuando la PVR disminuye 1 lb/pg². Como se mencionó, una PV baja es el resultado de una alta temperatura de fondo. De este modo, una alta temperatura conduce a una pérdida de producto de fondo, así como también a un mayor consumo de combustible en el calentador.

La temperatura de fondo es controlada al mínimo valor para obtener un producto que tenga una PVR ligeramente menor al límite máximo especificado.

Si la presión de operación de la torre se modifica, la temperatura de fondo debe también cambiarse en la misma dirección; es decir, si la presión se baja, la temperatura también debe reducirse y viceversa.

Durante el invierno, generalmente tanto la presión como la temperatura deben reducirse, mientras que durante el verano deben aumentarse.

Control de la Temperatura de Alimentación

La temperatura de la corriente de alimentación debe ser igual a la temperatura del plato sobre el cual está entrando. Sin embargo, la mayoría de los estabilizadores no tienen ningún termómetro para medir la temperatura del líquido sobre el plato en el que entra la alimentación. Como regla práctica, la temperatura de la alimentación debe estar a la mitad entre la temperatura del reflujo y la de fondo.

EJEMPLO VII.4

Durante los meses del verano un estabilizador opera con una temperatura de reflujo de 120 °F y una temperatura de fondo de 300 °F. Determinar la temperatura de alimentación.

Temperatura de reflujo	120 °F
Temperatura de fondo	300 °F
Temperatura promedio	$(120 + 300)/2$
Temperatura aproximada de alimentación	* 210 °F *

Durante los meses de invierno, la temperatura de reflujo es 90 °F y la de fondo es 280 °F. Calcular la temperatura de alimentación.

Temperatura de reflujo	90 °F
Temperatura de fondo	280 °F
Temperatura promedio	$(90 + 280)/2$
Temperatura aproximada de alimentación	* 185 °F *

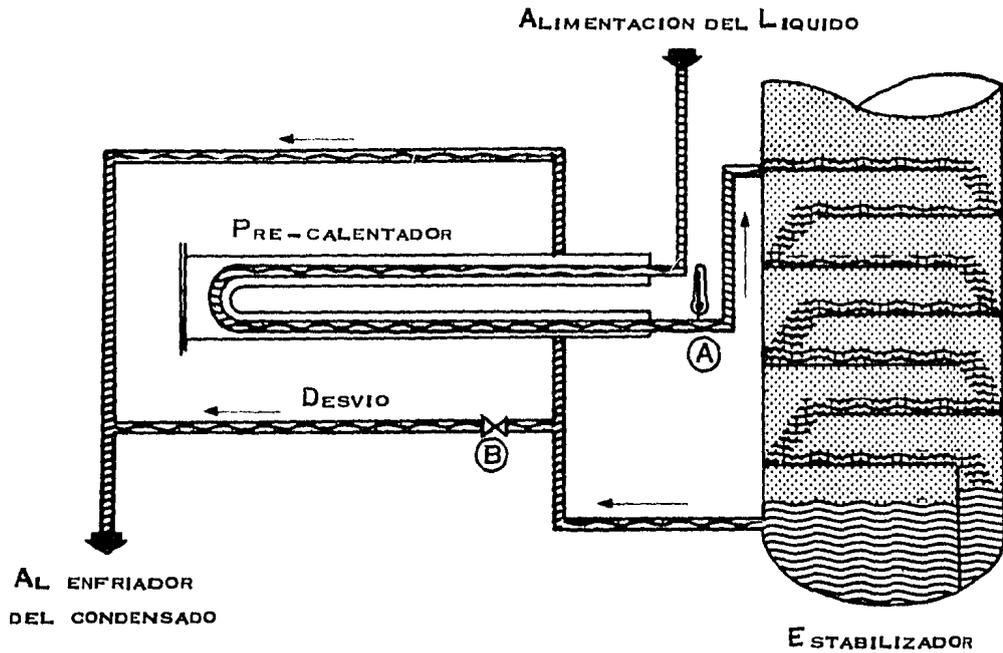
Si la temperatura de alimentación es demasiado alta, se requerirá reflujo extra para remover el exceso de calor. Generalmente, el condensador de reflujo está cargado en su totalidad durante el verano y ningún reflujo adicional puede ser condensado para remover el exceso de calor en la alimentación. De este modo, durante la época calurosa, normalmente es conveniente tener la temperatura de alimentación unos cuantos grados abajo de la calculada.

Durante el invierno, generalmente se dispone de capacidad de re-

flujo extra y la temperatura de alimentación puede incrementarse unos grados más que la calculada.

Como se observa en la Figura 22, la alimentación es calentada en un precalentador en el cual parte del calor del líquido que se descarga del fondo de la torre, se transfiere a la corriente de alimentación. Normalmente se incluye una línea de desvío para controlar la temperatura del líquido de alimentación cuando sale del intercambiador. Si se requiere una alta temperatura de alimentación, hay que cerrar la válvula en la línea de desvío, y una mayor cantidad de líquido fluirá al intercambiador. Por el contrario, si la temperatura de alimentación es demasiado alta, la línea de desvío debe abrirse y así una mayor cantidad de líquido caliente se desviará del intercambiador.

El calor adicionado a la alimentación en el precalentador, representa un ahorro de combustible en el rehervidor. Si no se tuviera ningún precalentador, se requeriría calor adicional en el rehervidor y por consiguiente, mayor cantidad de combustible. Así, debe mantenerse la máxima temperatura de alimentación. Para encontrar la temperatura de alimentación ideal, se sigue un proceso de ensaye y error. Para iniciar, se opera a la temperatura calculada, según se mostró anteriormente y entonces, hay que bajar y subir la temperatura en incrementos de 5° hasta que se tenga la máxima producción de líquidos en el fondo de la torre, al menor gasto de combustible para el calentador.



A - LA TEMPERATURA A LA SALIDA DEL PRECALENTADOR, DEBE SER LA MISMA QUE LA TEMPERATURA DEL LIQUIDO SOBRE EL PLATO DE ALIMENTACION,

B - EL CONTROL DE LA TEMPERATURA DE LA CORRIENTE DE ALIMENTACION QUE SALE DEL PRECALENTADOR, SE AJUSTA CON LA VALVULA EN LA LINEA DE DESVIO,

FIG. 22. CONTROL DE LA TEMPERATURA EN LA ALIMENTACION DEL ESTABILIZADOR.

Localización del Plato de Alimentación

Frecuentemente, los estabilizadores tienen dos o tres puntos por los que puede entrar la alimentación a la torre. Para seleccionar el lugar apropiado para la alimentación, se prueba en cada uno de los dispositivos hasta encontrar aquél en el que se obtiene la mayor cantidad de productos de fondo.

Cuando se usa la boquilla de alimentación superior, una mayor cantidad de platos se tienen disponibles en la sección baja de la torre y pocos en la parte superior; el efecto es que baja la cantidad de líquidos en el producto de fondo, y aumenta la de los componentes pesados en el domo.

Inversamente, cuando se usa el plato de alimentación del fondo, se tiene una menor cantidad de platos en la sección inferior de la torre y más en la parte superior; esto resulta en un incremento de la cantidad de ligeros en el fondo y una disminución de pesados en el domo.

C A P I T U L O VIII

OPERACION DEL ESTABILIZADOR

Procedimiento de Arranque (Figura 23)

1. Si el calentador del rehervidor es del tipo que contiene una solución de salmuera o aceite caliente, encender el calentador y llevar la temperatura del líquido de calentamiento hasta la normal.
2. Ajustar el controlador de presión a un 75% de su posición de presión normal.
3. Abrir lentamente la alimentación de líquido hacia la torre.
4. Cuando el nivel de líquido en el fondo de la torre empieza a incrementarse, iniciar el flujo hacia el calentador. Cuando se tiene instala-

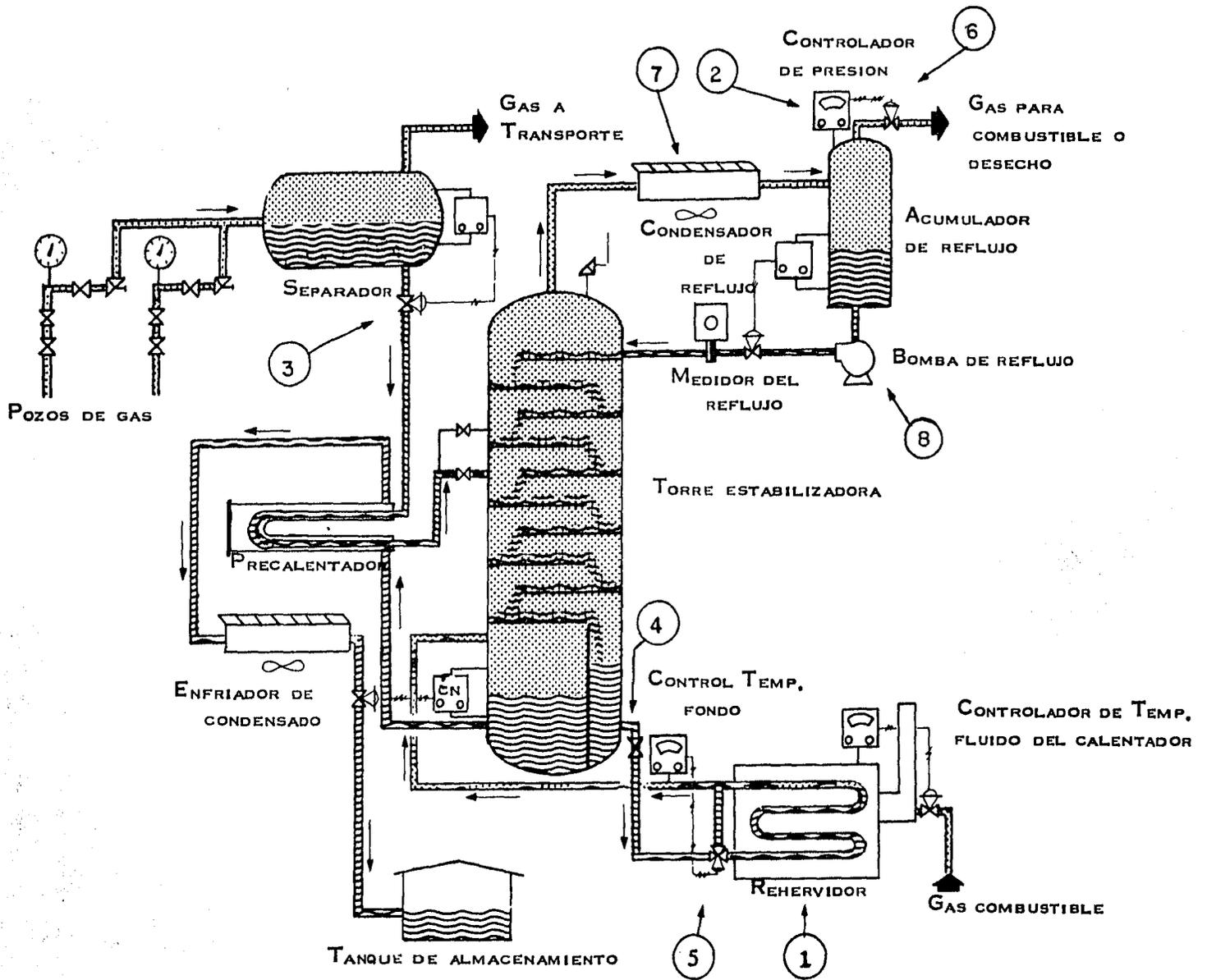


FIG. 23. PROCEDIMIENTO DE ARRANQUE DEL SISTEMA DE ESTABILIZACION.

da una bomba en el calentador, se pone también en operación.

5. Encender el calentador del rehervidor si es del tipo de fuego directo. Llevar lentamente la temperatura del aceite en la descarga hasta la normal.
6. Reajustar el controlador de presión a su posición normal.
7. Iniciar el flujo de agua o aire a través del condensador de reflujo y del enfriador de condensado.
8. Cuando el líquido aparezca en el acumulador de reflujo, arrancar la bomba de reflujo.

En este punto, el estabilizador está en servicio. Otros pasos adicionales referentes al ajuste de instrumentación son necesarios para conseguir una operación estable.

Procedimiento de Paro

1. Cerrar el flujo de líquido que entra a la torre.
2. Parar el calentador del rehervidor.
3. Parar el condensador de reflujo y el enfriador de condensado.

Supervisión Rutinaria de Operación

1. Verificar la PVR del producto de fondo, y ajustar la temperatura de fondo cuando sea necesario.

2. Observar la relación de reflujo para verificar que esté en su punto - mínimo, y ajustar el reflujo si es necesario.
3. Observar temperaturas, presiones, niveles y flujos para verificar que estén dentro del rango de operación normal.
4. Supervisar el equipo rotatorio tal como bombas y ventiladores para detectar oportunamente ruidos o vibraciones extrañas.
5. Verificar el tipo de flama de los quemadores en los calentadores y ajustar el abastecimiento de aire si es necesario.
6. Supervisar el acumulador de reflujo respecto al contenido de agua y en su caso, drenarla.
7. Verificar la temperatura de la alimentación a la salida del precalentador y ajustarla si es necesario.

Fallas más Comunes en el Sistema.

El problema más común en un estabilizador, es el mantenimiento de la PVR apropiado del producto de fondo. La siguiente tabla indica el efecto de las variables de proceso sobre la presión de vapor.

CONDICIONES DE OPERACION EN EL PROCESO QUE AFECTAN LA PRESION DE VAPOR REID DEL PRODUCTO DE FONDO

CONDICIONES DE OPERACION	EFECTO DE CAMBIO SOBRE LA PVR DEL PRODUCTO DE FONDO
Temperatura en la descarga del calentador	Al incrementar la temperatura baja la PVR.
Presión en la torre	Al incrementar la presión aumenta la PVR.

Con el cambio en la presión de operación de la torre, se tiene el efecto más inmediato sobre la presión de vapor del producto de fondo. Aumentando la presión, se incrementará la presión de vapor y viceversa. El cambio en la presión de vapor del producto de fondo es de alrededor de 1/10 de la variación en la presión de operación de la torre. En otras palabras, si la presión de la torre se aumenta 10 lb/pg^2 , la PVR del producto de fondo se incrementará aproximadamente 1 lb/pg^2 a la misma temperatura de fondo.

Aunque un cambio en la presión de operación es el medio más rápido de variar la presión de vapor del producto, generalmente no es la mejor manera de hacerlo. Reduciendo la presión, bajará la presión de vapor del producto líquido, pero también disminuirá la cantidad de reflujo que se condensa. Esto, en consecuencia, puede reducir la eficiencia de la torre, teniendo como resultado una menor producción de líquido.

Inversamente, aumentando la presión de la torre se incrementará la presión de vapor del producto líquido, y asimismo el gasto de reflujo. Esto también conduce a un mayor consumo de combustible en el calentador del rehervidor.

La modificación de la temperatura de salida del calentador, es otra manera de variar la presión de vapor del producto de fondo. Aumentando la temperatura bajará la presión de vapor y viceversa. Si la presión de vapor del producto de fondo es demasiado alta, puede corregirse aumentando la temperatura de la corriente que sale del calentador.

1. Contenido de Agua en la Alimentación al Estabilizador

La presencia de agua en la corriente de alimentación puede causar problemas los cuales, frecuentemente, son difíciles de diagnosticar. Una concentración de agua de 0.25% o menor en la alimentación, se va en la corriente de gas que sale de la torre y tiene muy poco efecto sobre la operación. Durante los meses de invierno, una cantidad pequeña de agua puede condensarse y asentarse en el acumulador de reflujo, de donde debe ser drenada.

Si la concentración de agua en la alimentación está entre 0.25 y 1.0%, se vaporizará y dejará la torre por el domo, y la mayor parte se convertirá en líquido dentro del condensador de reflujo. Esta se asentará en el fondo del acumulador de reflujo. Si no es drenada del acumulador, se regresará a la torre mediante la bomba de reflujo y fluirá hacia abajo, hasta alcanzar un plato que tenga una temperatura mayor que la de ebullición del agua. El agua hervirá y el vapor formado subirá al plato superior, que opera a una temperatura más baja, y el vapor se condensará de nuevo en agua. Un reciclaje dentro de la torre se crea con bloques de dos o tres -- platos en la torre. El efecto final es una sobrecarga tanto de la capacidad de vapor como de líquido en unos cuantos platos en la torre, y por consiguiente una reducción en su eficiencia. Esto generalmente dificulta mantener constantes el flujo y la presión de vapor del producto de fondo.

Si la concentración de agua en la corriente de alimentación es mayor de 1%, se bloquean dos o tres platos en la torre como se describió previamente. Esto ocurre aún si el acumulador de reflujo cuenta con ins

talaciones para remover el agua, debido a que no toda el agua de la corriente de alimentación sale de la torre por la línea de descarga del gas.

Algunos estabilizadores tienen líneas de drenes localizadas en varios platos de la torre para eliminar el agua que pueda acumularse. Estos deben revisarse periódicamente para detectar la presencia de agua. Si no existen drenes en los platos y se presenta un bloqueo de agua, es necesario suspender la operación de la torre y dejarla enfriar, de tal modo que el agua se acumule en el fondo desde donde puede ser drenada.

Si se presenta un bloqueo de agua dentro de la torre, también habrá agua en el fondo del acumulador de reflujo debiéndose drenar. Si el acumulador continuamente tiene agua, se debe instalar un sistema de control de nivel del agua para eliminarla en forma continua.

La presencia de agua en el acumulador de reflujo no siempre significa que hay un bloqueo de ésta dentro de la torre. Sin embargo, cuando éste existe, parte del agua siempre aparecerá en el acumulador.

La mejor manera de proceder con el agua, es removerla de la alimentación de tal modo que no pueda causar problemas de operación en el estabilizador.

2. Sobrecarga de Líquido o Vapor

Otro problema que puede presentarse en un estabilizador, es la sobrecarga de la torre. Esta ocurre si el gasto de gas que fluye hacia -

arriba de la torre o el gasto de líquido que fluye a través de los platos, excede la capacidad de la torre.

La velocidad de flujo del gas hacia arriba del estabilizador, debe ser de alrededor de 2 pies/seg. A velocidades más altas, el gas arrastrará líquidos de un plato al siguiente a medida que fluye hacia arriba de la torre. Esto reduce la eficiencia del estabilizador, y el resultado final es que el gas del domo contendrá muchos productos de fondo.

El volumen de gas que fluye hacia arriba del estabilizador, será más grande en los platos localizados arriba del plato de alimentación. El flujo total de gas en esta parte de la torre, será igual al gas que sale del acumulador de reflujo más el volumen de gas de reflujo. Las ecuaciones para calcular el diámetro aproximado requerido para varios gastos de gas y de reflujo son:

$$\text{Diámetro, } D = 4.4 \left(\frac{50R + \text{GAS}}{P + 15} \right)^{1/2}$$

Donde:

D, Diámetro de la torre (pg)

R, Gasto de reflujo (gal/min)

GAS, Gasto de gas (M pies³/día)

P, Presión de operación (lb/pg² man)

EJEMPLO VIII.1

El gasto de gas del acumulador de reflujo en un estabilizador operando a una presión de 200 lb/pg^2 es $4400 \text{ M pie}^3/\text{día}$. El gasto de reflujo es 180 gal/min . El diámetro del estabilizador es 42 pg . ¿Es factible que ocurra arrastre de líquido?

Gasto de reflujo, R	180 gal/min
Gasto de gas, GAS	$4400 \text{ M pies}^3/\text{día}$
Presión de operación, P	$200 \text{ lb/pg}^2 \text{ man}$
Ecuación del diámetro,	$D = 4.4 \left(\frac{50R + \text{GAS}}{P + 15} \right)^{1/2}$

Sustituyendo

$$D = 4.4 \left(\frac{(50 \times 180) + 4400}{200 + 15} \right)^{1/2}$$

Diámetro mínimo, $D = 35 \text{ pg}$

Diámetro real, $* 42 \text{ pg.} *$

El diámetro real es mayor que el mínimo requerido, por lo que no debe existir arrastre de líquido.

Cada plato en una torre tiene un volumen máximo de líquido que puede fluir a través de él y derramar al plato de abajo. Si el flujo es mayor que la capacidad del plato, el líquido sobrante no puede fluir hacia abajo y el nivel de líquido en el plato comenzará a subir lentamente. Cuando la altura del líquido en un plato aumenta, se requiere más presión para hacer pasar el gas a través de la columna de líquido. Con el tiempo, se alcanza una situación tal que la presión en el fondo de la torre aumenta y

explota súbitamente a través de la torre, acarreado líquido hacia fuera del domo. Esto es conocido como una erupción.

La solución al problema de una torre sobrecargada -alto flujo de gas o de líquido- es reducir el gasto de gas o de líquido en la torre. Esto se logra disminuyendo el ~~gasto de~~ alimentación, o bajando el reflujo.

Los efectos del arrastre de líquido debido a un alto gasto de gas o de erupciones ocasionadas por un excesivo flujo de líquido, son la disminución en la cantidad de productos del fondo y las alteraciones de su PVR. El arrastre se tiene continuamente dependiendo del exceso en el gasto de gas. Las erupciones se presentan intermitentemente. Si el flujo de líquido es ligeramente mayor que la capacidad del plato, pueden pasar varias horas para que el nivel de líquido suba lo suficiente y se ocasione una - - erupción.

El máximo flujo de líquido a través de los platos se tiene abajo del plato de alimentación. El flujo total de líquido en esta sección, es igual a la suma del reflujo más el gasto de productos del fondo. En la tabla siguiente, Tabla V, se muestra la capacidad aproximada de los platos para varios diámetros de estabilizadores.

Reflujo	180 gal/min
Flujo total de líquido	380 gal/min
Mínimo diámetro requerido	41 pg
Diámetro real	42 pg

Como el diámetro está arriba del mínimo, no debe ocurrir la erupción.

En la Tabla VI, se muestran los procedimientos para corregir los problemas que más frecuentemente se presentan en un estabilizador.

TABLA VI. PROBLEMAS MAS FRECUENTES EN UN ESTABILIZADOR Y MEDIDAS CORRECTIVAS.

PROBLEMA	CAUSA	MEDIDAS CORRECTIVAS
Alta PVR del producto de fondo.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Alta presión en la torre. 2. Baja temperatura de fondo. 3. Baja temperatura de alimentación. 4. Alto grado de reflujo. 	<p>Bajar la presión.</p> <p>Subir la temperatura de fondo.</p> <p>Elevar la temperatura de alimentación.</p> <p>Bajar el gasto del reflujo.</p>
Variación de la PVR del producto de fondo.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Torre sobrecargada con líquido y/o gas. 2. Entra agua a la torre con la corriente de alimentación y se acumula en uno o dos platos cerca del punto medio. 	<ol style="list-style-type: none"> a. Bajar el gasto de alimentación. b. Reducir el gasto de reflujo. <ol style="list-style-type: none"> a. Eliminar el agua de los platos si se tienen los drenes. b. Suspender operación y drenar el agua por el fondo.
Una cantidad excesiva del producto del fondo está saliendo por la línea del gas en el domo. La temperatura del domo es alta, al igual que el flujo de gas en la descarga y la densidad relativa.	<ol style="list-style-type: none"> 1. El gasto de reflujo es bajo. 2. El condensador de reflujo tipo ventilador no está enfriando lo suficiente. 	<p>Incrementar el gasto de reflujo.</p> <ol style="list-style-type: none"> a. Verificar si el ventilador está trabajando. Restaurarlo si está parado. b. Si el ventilador es accionado por una banda, verificar si las bandas están flojas o rotas y repararlas. c. Verificar que las persianas estén completamente abiertas. d. Verificar que la parte exterior de los tubos no esté sucia.

Continuación TABLA VI.

PROBLEMA	CAUSA	MEDIDAS CORRECTIVAS
	3. El condensador de reflujo del tipo de tubos y coraza no está enfriando lo suficiente.	<p>e. Checar que los álabes del ventilador estén adecuadamente alineados y que no tengan roturas.</p> <p>a. Verificar si las válvulas del agua están completamente abiertas y la bomba de agua está operando.</p> <p>b. Observar la caída de presión del lado del agua. Una caída de presión alta indica un taponamiento de los tubos. Suspender operación y limpiar los tubos.</p>

CAPITULO IX

CONCLUSIONES

- La estabilización del aceite o condensados es un proceso de mucha importancia, ya que mediante su aplicación se evitan grandes pérdidas económicas por la vaporización de los componentes ligeros de los hidrocarburos líquidos.
- La Presión de Vapor de los hidrocarburos líquidos es la propiedad más importante relacionada con la estabilización y se debe al movimiento molecular. Con esta propiedad se puede establecer si hidrocarburos ligeros del aceite se vaporizarán en un tanque a condiciones atmosféricas. El parámetro que se utiliza para determinar el grado de estabilización, es la Presión de Vapor Reid la cual se determina por medio de un procedimiento estándar a una temperatura de 100 °F.

- Existen dos procesos de campo para estabilizar el aceite crudo o condensados: utilizando un sistema de separación en etapas y mediante una torre de estabilización.
- En un sistema de separación en etapas, la presión de la primera generalmente está limitada por el diseño del recipiente y por la capacidad de producción que tienen los pozos, ya que un incremento en la presión del separador da como resultado una reducción del gasto aportado por los pozos. Por otra parte, la presión en la última etapa, se controla para obtener la Presión de Vapor Reid especificada del crudo que se enviará al tanque de almacenamiento.
- El empleo de un estabilizador es más eficiente que el de un sistema de separación en etapas, debido a que en ocasiones se vaporizan en los separadores hasta un 25% de los hidrocarburos que componen las gasolinas y que deberían recuperarse en el líquido.
- La selección de un estabilizador o de un sistema de separación en etapas, se fundamenta en una comparación del costo y rendimiento de los dos sistemas. El primero generalmente requiere de mayor inversión, pero proporciona un aumento sustancial en la recuperación de hidrocarburos líquidos, justificándose así el incremento de la inversión en muchos casos.

B I B L I O G R A F I A

1. Frick, T.C. and Taylor R.W.
Production Petroleum Handbook
Mc Graw Hill Book Co. Inc. 1962.
2. Rosen Ward
Stabilizing Crude Oil and Condensate
Petroleum Learning Programs LTD., 1982.
3. Martini S., J.L. y Nolasco M., J.E.
Optimizaci3n de las Condiciones de Operaci3n en un Sistema de
Separaci3n Gas-Aceite.
Instituto Mexicano del Petr3leo, 1981.
4. Campbell John M.
Gas Conditioning and Processing. Cap. 11
Second Edition. John M. Campbell and Co.
5. J. Mapes, G.
The Low Temperature Separation Unit
World Oil. January 1960.
6. Martini S., J.L. y Nolasco M., J.E.
Sistemas de Separaci3n a Baja Temperatura para el Manejo de
la Producci3n de Gas y Condensado
XXII Congreso Anual de la AIPM. M3rida 1984.
7. Maddox, R.N.
Lease Processing of Natural Gas and Natural-Gas Liquids
The Oil and Gas Journal. January 7, 1963.

LISTA DE FIGURAS

NUMERO	T I T U L O	PAGINA
1	Curvas de presión de vapor de hidrocarburos puros	5
2	Presión de vapor verdadera contra presión de vapor Reid del aceite crudo	18
3	Sistema de separación en una etapa	24
4	Sistema con dos etapas de separación	25
5	Sistema con tres etapas de separación	26
6	Sistema con cuatro etapas de separación	28
7	Dispositivos de control del separador	34-A
8	Efecto de la presión del separador de la primera - etapa sobre el contenido de gasolinas en el gas - que sale del separador	38-A
9	Control de presión ideal en el separador de la <u>pr</u> mera etapa y el enfriador de gas	40
10	Control de la presión en el separador de la 1a. etapa operando abajo de 750 lb/pg ²	42
11	Presión y temperatura del separador de la última etapa a varias presiones de vapor Reid del aceite crudo	44
12	Presión de operación del separador intermedio en un sistema de separación con tres etapas	46
13	Presión de operación del separador de la segunda etapa en un sistema de separación con cuatro etapas	48
14	Presión de operación del separador de la tercera etapa en un sistema de separación con cuatro etapas	49
15	Procedimiento de arranque de un sistema de separación en etapas	51
16	Estabilizador de condensado	57

NUMERO	T I T U L O	PAGINA
17	Tubo de intemperización	70
18	Instalaciones del controlador de presión y del acumulador de reflujo	75
19	Cálculo de la temperatura del producto de fondo	79
20	Control de la temperatura en un calentador del rehervidor tipo tubos de humo	82
21	Control de la temperatura en un calentador del rehervidor a fuego directo	83
22	Control de la temperatura en la alimentación del estabilizador	87
23	Procedimiento de arranque del sistema de estabilización	90

LISTA DE TABLAS

NUMERO	T I T U L O	PAGINA
I	Resumen de los efectos de aumentar separadores en un sistema de estabilización de aceite crudo	29
II	Número de etapas de separación para varias relaciones gas-aceite	31
III	Problemas en un sistema de separación en etapas y medidas correctivas	55
IV	Efecto de los componentes ligeros en el fondo del estabilizador	68
V	Gastos de líquido máximos en estabilizadores	99
VI	Problemas más frecuentes en un estabilizador y medidas correctivas	101