



**INGENIERIA BASICA DEL DISEÑO
DE BATERIAS DE SEPARACION
GAS - ACEITE**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
MAESTRO EN INGENIERIA**

P R E S E N T A :

JOSE AGUSTIN ESCOBAR ROSAS

**DEPARTAMENTO DE INGENIERIA PETROLERA
DIV. DE ESTUDIOS DE POSGRADO
FACULTAD DE INGENIERIA
U. N. A. M.**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

FACULTAD DE INGENIERIA
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO
SECCION DE INGENIERIA PETROLERA

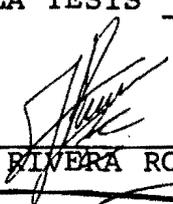
TESIS QUE PRESENTA

ING. JOSE AGUSTIN ESCOBAR ROSAS

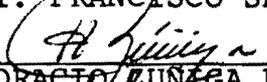
Para obtener el grado de

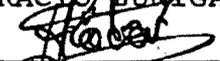
MAESTRO EN INGENIERIA PETROLERA

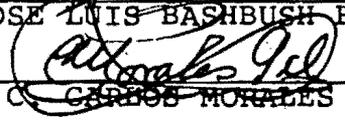
CREDITOS ASIGNADOS A LA TESIS 9 (nueve)


DR. JESUS RIVERA RODRIGUEZ

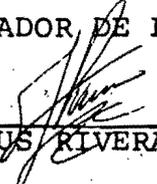
M. EN I. FRANCISCO SANCHEZ ARREDONDO


ING. HORACIO ZUNIGA PUENTE


DR. JOSE LUIS BASHBUSH BAUZA


M. EN C. CARLOS MORALES GIL

COORDINADOR DE LA SECCION


DR. JESUS RIVERA RODRIGUEZ

SECRETARIO ACADEMICO


M. EN I. SERGIO TIRADO LEDEZMA

C.U. México, D.F., octubre de 1981.

Con profunda gratitud a mis padres;
Esposa y hermano por su apoyo
permanente en mi superación académica
y profesional.

A la memoria del entrañable
amigo Ing. MARIO GODOY TORRES.

AGRADECIMIENTOS

Un sincero agradecimiento a las instituciones Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos y Fondo de Becas Lincoln-Juárez con cuya -- asistencia económica me permitieron hacer realidad un sueño largamente acariciado.

De la misma manera al Maestro en Ingeniería Francisco Sánchez Arredondo por su valiosa -- guía y dirección en el desarrollo del trabajo, así como a la señorita Ernestina Díaz Díaz -- por su colaboración en el mecanografiado del manuscrito.

Finalmente agradezco a todos los maestros de la División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería, en especial a los doctores y personal entero de la sección de Ingeniería Petrolera que colaboraron de manera directa en mi formación académica.

CONTENIDO

RESUMEN

INTRODUCCION

- 1.0.- DETERMINACION DE LAS PRESIONES OPTIMAS DE SEPARACION 5
- 1.1.- Introducción
- 1.2.- Procedimientos para maximizar la recuperación de hidrocarburos líquidos y minimizar los costos por compresión.
- 1.3.- Optimización de un sistema de separación en etapas - para una mayor recuperación de hidrocarburos líquidos.
- 1.4.- Optimización de la presión de la segunda etapa en un sistema de separación de tres etapas.
- 1.5.- Optimización de un sistema de separación en etapas - para mínimos requerimientos de compresión.
- 2.0.- CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE SEPARADORES 37
- 2.1.- Introducción.
- 2.2.- Fundamentos de la separación de mezclas líquido-gas.
- 2.3.- Cálculo de la capacidad de manejo de gas y líquido - de los separadores verticales de dos fases (bifásicos).

2.3.1.- Capacidad de separación de gas.

2.3.2.- Capacidad de separación de líquidos.

2.4.- Cálculo de la capacidad de manejo de los separadores horizontales de dos fases (bifásicos).

2.4.1.- Capacidad de separación de gas.

2.4.2.- Capacidad de separación de líquidos.

3.0.- REQUERIMIENTOS DE POTENCIA

95'

3.1.- Introducción

3.2.- Requerimientos de potencia para compresores.

3.2.1.- Métodos de cálculo

3.2.2.- Ejemplo de aplicación.

3.3.- Requerimientos de potencia para bombas.

3.3.1.- Método de cálculo.

3.3.2.- Ejemplo de aplicación.

4.0.- DIMENSIONAMIENTO DE LOS ELEMENTOS DE TRANSPORTE

150

4.1.- Introducción

4.2.- Dimensionamiento de tuberías.

4.3.- Dimensionamiento de válvulas.

4.4.- Dimensionamiento de las conexiones generales.

5.0.- DISEÑO DE UNA BATERIA DE SEPARACION MODULAR.	176
5.1.- Introducción	
5.2.- Capacidad de proceso de la estación modular.	
5.3.- Diseño de la estación modular.	
5.3.1.- Determinación de las presiones óptimas de separación.	
5.3.2.- Area de recolección.	
5.3.3.- Area de separación	
5.3.4.- Area de almacenaje	
5.3.5.- Area de compresión	
5.3.6.- Area de bombeo .	
6. 0.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	192
6.1.- Conclusiones	
6.2.- Recomendaciones	
NOMENCLATURA	198
BIBLIOGRAFIA	204

ANEXO A

- 1.0.- DIMENSIONAMIENTO DE LAS LINEAS DEL COLECTOR 208
- ✓ 1.1.- Línea de grupo
 - ✓ 1.2.- Línea de prueba.
- 2.0.- DIMENSIONAMIENTO DE LAS LINEAS DE GAS 211
- ✓ 2.1.- Líneas de salida de los separadores de primera etapa
 - ✓ 2.2.- Líneas colectoras de los separadores de primera etapa
 - ✓ 2.3.- Líneas de salida de los separadores de segunda etapa
 - ✓ 2.4.- Líneas colectoras de los separadores de segunda etapa
 - ✓ 2.5.- Líneas de salida de los separadores de tercera etapa
 - ✓ 2.6.- Líneas colectoras de los separadores de tercera etapa.
- 3.0.- DIMENSIONAMIENTO DE LAS LINEAS DE ACEITE. 216
- ✓ 3.1.- Cálculo de las caídas de presión en las líneas de -- aceite de los separadores de primera etapa.
 - ✓ 3.2.- Línea colectora de aceite de los separadores de primera etapa.
 - ✓ 3.3.- Cálculo de las caídas de presión en las líneas de aceite de los separadores de segunda etapa.
 - ✓ 3.4.- Línea colectora de aceite de los separadores de segunda etapa.
 - ✓ 3.5.- Cálculo de las caídas de presión en las líneas de acei te de los separadores de tercera etapa.
 - ✓ 3.6.- Cálculo de la caída de presión desde la línea colectora al tanque de almacenamiento.

- ✓3.7.- Cálculo de la caída de presión por la diferencia de altura del tanque.
- ✓3.8.- Cálculo de la caída de presión total.
- 4.0.- DIMENSIONAMIENTO DE LAS UNIDADES DE COMPRESION 223
- 4.1.- Requerimientos de potencia en la segunda etapa.
- 4.2.- Requerimientos de potencia en la tercera etapa
- 5.0.- DIMENSIONAMIENTO DE LAS UNIDADES DE BOMBEO 229
- 5.1.- Cálculo del NPSHA
- 5.2.- Cálculo de la potencia al freno
- 6.0.- DIMENSIONAMIENTO DE LAS VALVULAS 231
- 5.1.- Válvulas de control de presión.
- 5.2.- Válvulas de control de nivel

A N E X O B

- 1.0.- GRAFICAS CORRESPONDIENTES AL CAPITULO 1
- 2.0.- GRAFICAS CORRESPONDIENTES AL CAPITULO 2
- 3.0.- GRAFICAS CORRESPONDIENTES AL CAPITULO 3
- 4.0.- GRAFICAS Y TABLAS CORRESPONDIENTES AL CAPITULO 4
- 5.0.- GRAFICAS Y DIAGRAMAS CORRESPONDIENTES AL CAPITULO 5

A N E X O C

1.0.- COMPOSICION Y PARAMETROS OBTENIDOS DE LAS MUESTRAS DE
LIQUIDO DEL POZO COMOAPA 1-A.

RESUMEN

En este escrito se presenta el diseño de una batería modular de separación gas-aceite, el cual se llevó a cabo mediante un procedimiento obtenido en base a las principales técnicas - existentes para la ingeniería básica en sistemas de separación.

El contenido comprende dos partes principales: en la primera, capítulos 1 a 4 inclusiva, se estudian los métodos y correlaciones más importantes que existen para los principales sistemas que componen una batería de separación, con una breve discusión acerca de sus ventajas y limitaciones. Dentro de cada capítulo se describe las diversas técnicas con el mayor detalle posible y se ilustra mediante diagramas objetivos. También se deducen ecuaciones matemáticas teóricas y se presentan ejemplos numéricos - para ilustrar su funcionamiento. Asimismo, se menciona el efecto que tienen el tipo y precisión de los datos de información características de los fluidos, parámetros de diseño y el conocimiento de los principios físicos fundamentales sobre los cálculos y análisis. La segunda parte comprende los capítulos 5, 6 y anexo. En ésta se cubre el objetivo mediante la ingeniería básica del diseño de una estación modular con una capacidad efectiva de proceso de 50 000 BPD de aceite y 100 MMPCD de gas. Los cálculos se basan en la información preliminar obtenida del pozo Comoapa 1-A.

En la determinación de las presiones de operación dadas --

las características de los fluidos producidos, se fijó como objetivo el de obtener una máxima recuperación de hidrocarburos líquidos en tanque a las condiciones atmosféricas, empleando la ecuación de estado de Peng-Robinson^{(4)*} para determinar el comportamiento de fase de los hidrocarburos. En base a los resultados anteriores, se utilizaron las expresiones analíticas para determinar la capacidad de tratamiento de los separadores convencionales de diseño horizontal, así como los requerimientos de potencia, dimensionamiento de las tuberías y conexiones generales.

Finalmente se elaboró un conjunto de conclusiones y recomendaciones que permitirán obtener mejores resultados cuando se lleve a cabo la ingeniería básica del diseño de sistemas de separación.

* Referencias al final.

INTRODUCCION

Las baterías de separación gas-aceite en la industria petrolera, están constituidas por un conjunto de sistemas interrelacionados (recolección, separación, almacenamiento y transferencia de fluidos separados). Cada sistema cumple una función específica y contribuye a tener un adecuado control sobre la producción individual o de un determinado número de pozos.

No obstante que desde hace mucho tiempo se han estado diseñando baterías de separación, todavía existen instalaciones nuevas y antiguas que funcionan ineficientemente, porque durante la etapa de diseño no se tomó en cuenta el efecto de varios factores, tales como: las características de los fluidos, el comportamiento de los yacimientos, los elementos que gobiernan la separación de mezclas gas-líquido, los principios físicos fundamentales, así como los principales métodos de diseño estaban basados en técnicas empíricas.

Afortunadamente, en la última década algunos aspectos tales como: el creciente mercado del gas natural con precios mejorados, la mayor cotización de los hidrocarburos líquidos de alta gravedad API, los recientes descubrimientos en tierra y mar de yacimientos de alta productividad, nuevos pro-

cedimientos de optimización, modelos matemáticos más sofisticados y finalmente los nuevos modelos de computadoras que permiten dar solución a los problemas anteriores en tiempos relativamente cortos, han contribuido de manera definitiva a despertar mayor interés por estos temas e inyectar una buena dosis de dinámica a la Ingeniería Petrolera y a la ingeniería de producción en particular.

El objetivo del presente trabajo es desarrollar un método eficiente para el diseño óptimo de baterías de separación gas-aceite, en base a las nuevas técnicas que se reportan en la literatura actual y que se emplean en la ingeniería básica del diseño.

CAPITULO 1

DETERMINACION DE LAS PRESIONES OPTIMAS DE SEPARACION

1.1.- INTRODUCCION

En los procesos de separación de aceite y gas, en las baterías de separación de los campos petroleros, no existe un criterio único para establecer las condiciones más adecuadas de operación de los equipos, puesto que dependen de cada situación en particular. Sin embargo, los criterios para establecer las condiciones de separación, de acuerdo con los objetivos de explotación fijados, no han sido definidos en forma explícita. Desde luego que no necesariamente el objetivo primario es la separación eficiente de las fases líquida y gaseosa, ya que en ciertas circunstancias puede ser más importante: incrementar el ritmo de producción, obtener aceite estabilizado, disminuir los costos de compresión, maximizar la recuperación de hidrocarburos líquidos, minimizar el uso de espacio en plataformas marinas, etc. Todos los aspectos antes mencionados inciden fundamentalmente en el renglón económico, por lo que se pretenderá en cualquiera de las situaciones alcanzar los objetivos deseados a un costo mínimo.

Plataformas
Los sistemas de proceso tanto en la explotación marina como en la terrestre son bastante similares, la disponibilidad de espacio para adicionar equipo al diseño original, será la mayor variante importante entre ellos. En consecuencia, se deberá efectuar la mejor planificación en la fase de diseño para las plata

taformas marinas, con un detalle muy cuidadoso, que permita vencer cualquier contratiempo que se presente durante la vida productiva del campo.

Es conveniente puntualizar algunos criterios que se han publicado en artículos técnicos ^{(1)*} para definir las condiciones de separación más apropiadas de acuerdo con los objetivos de producción establecidos.

Frecuentemente estos objetivos están orientados a la obtención de:

- A.- Alta eficiencia en el proceso de separación del gas y aceite.
- B.- Incremento en los volúmenes de producción.
- C.- Mayor recuperación de hidrocarburos líquidos.
- D.- Menores costos por compresión.
- E.- Estabilización del gas y aceite.

- A.- Alta eficiencia en el proceso de separación del gas y aceite.

Es usual relacionar la eficiencia de un proceso de separación con la cantidad de hidrocarburos licuables que contiene la fase gaseosa que abandona los separadores, es decir, cuanto más alta sea la eficiencia de un separador, menor será la cantidad de

*Referencias al final.

líquido arrastrado por la corriente de gas. La máxima cantidad permisible de arrastre para un separador eficiente es de 0.1 galones de líquidos por millón de pies cúbicos de gas a condiciones estándar. La eficiencia de cualquier sistema de separación, depende fundamentalmente en mayor o menor grado de sus parámetros de diseño tal como: tipo, tamaño y dispositivos internos del separador, de las diversas características de los fluidos producidos, de los patrones de flujo, de las configuraciones de entrada y de los volúmenes a manejar, -- obviamente que este objetivo no necesariamente es el más importante.

B.- Incremento en los volúmenes de producción.

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

En algunos casos, la instalación de separadores a boca de pozo, se comparó favorablemente con la alternativa de producir con bombeo neumático y permitió incrementar considerablemente su producción⁽²⁾.

1.1.3.- Mayor recuperación de hidrocarburos líquidos.

La separación en etapas del aceite y del gas se realiza mediante una serie de separadores que operan a presiones sucesivamente más reducidas, es decir, el líquido es descargado de un separador de mayor presión a otros separadores que operan con presiones secuencialmente menores hasta llegar al tanque de almacenamiento, donde en forma natural se efectúa la última etapa de separación a condiciones de presión y temperatura del medio ambiente. De esta manera, se obtiene la mayor recuperación de hidrocarburos líquidos y simultáneamente se consigue un alto grado de estabilización de ambas fases.

Existen dos procesos de liberación de gas del líquido bajo condiciones de presión. Estos son la separación instantánea (flash) y la separación diferencial. El primero ocurre cuando se reduce la presión en el sistema manteniéndose en contacto el líquido y gas. Este proceso produce más gas y menos líquido.

En el segundo proceso, el gas es removido de la fase líquida tan pronto como se libera al reducirse la presión en el sistema, produciendo, más líquido y menos gas. En las baterías de separación, ambos procesos están presentes. La separación instantánea se produce desde que los fluidos del yacimiento entran al interior del pozo hasta que llegan a las inmediaciones del separador permaneciendo en contacto ambas fases y se aproxima a la liberación diferencial cuando los fluidos pasan através del separador donde el gas y líquido son separados y descargados en forma independiente. Para conseguir un proceso diferencial "ideal" se requiere de muchas etapas de separación, pero normalmente el aspecto económico limita el número de etapas a tres o cuatro. Se ha determinado que un proceso que consta de, cinco a seis etapas permite obtener las condiciones más favorables⁽⁵⁾ como se muestra en el cuadro inferior:

<u>No. de Etapas de Separación</u>	<u>Porcentaje de aproximación a un proceso diferencial.</u>
2	0
3	75
4	90
5	96
6	98.5

D. - Menores costos de compresión.

En la determinación de las presiones de separación de un sistema en etapas, se puede fijar como objetivo primario la minimización de los costos por el equipo de compresión que se requiera para transportar el gas producido. Por regla general los costos por este concepto resultan bastante significativos, debido principalmente a los siguientes factores:

- a). Los volúmenes de gas que se separan en las baterías son con frecuencia elevados, especialmente en la explotación de yacimientos de aceite volátil que se caracterizan por sus altas relaciones gas-aceite.
- b). La presión con que debe llegar el gas a las plantas de tratamiento generalmente son del orden de 1000 psi, por especificación de diseño de las propias plantas.
- c). Por lo regular las distancias entre las baterías de separación y las plantas de tratamiento son considerables. Esto ocasiona que sea necesaria cierta energía adicional para enviar el gas a la planta.

E .- Estabilización del gas y aceite.

A fin de que el aceite no experimente pérdidas -- substanciales durante su almacenamiento y transporte, es necesario estabilizarlo previamente. El proceso de estabilización del crudo efectúa en primer lugar una separación de los fluidos volátiles y la adecúa para cualquier uso futuro. La presión de vapor del crudo es importante para la estabilidad durante el almacenaje y transporte, valores altos de presión de vapor inciden en la pérdida de componentes volátiles en los tanques de almacenamiento, -- por lo que se requiere que la presión de vapor sea menor que la atmosférica a la temperatura máxima esperada.

En algunos casos la estabilización del aceite, además de reducir sus pérdidas por evaporación permite incrementar la recuperación de hidrocarburos líquidos producidos y remover el contenido de H_2S , mediante la eliminación de los componentes más livianos.

Los aceites volátiles se estabilizan generalmente mediante el empleo de estabilizadores. Un estabilizador, es una columna fraccionadora, donde se vaporizan los componentes ligeros, obteniéndose en -

el fondo el aceite o condensado ya estabilizado. Mediante el uso de estabilizadores se obtienen producciones de líquidos comparables en volúmenes y propiedades con las que se recuperan empleando de cuatro a seis etapas de separación.

Un gas estabilizado no formará condensados al quedar sometido a los cambios de presión y temperatura durante su transporte por tuberías. Los condensados se forman al disminuir la temperatura de un gas y, generalmente, al incrementarse su presión. Por lo tanto el gas se estabiliza eliminando los componentes que pudieran llegar a condensarse al ser manejado posteriormente.

1.2.- PROCEDIMIENTOS PARA MAXIMIZAR LA RECUPERACION DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS Y MINIMIZAR LOS COSTOS POR COMPRESION.

En un sistema de separación en etapas, si el gas es enviado al quemador, se debe poner más atención, a la selección del número apropiado de etapas de separación y presiones óptimas que puedan proveer un beneficio económico significativo por el efecto de minimizar el encogimiento del aceite entre el yacimiento y el tanque de almacenamiento. Este efecto de minimización de encogimiento, frecuentemente aumenta la recuperación en tanque de 1 % o más (3).

Por otra parte, este proceso de optimización está también influenciada por los requerimientos de compresión (hps) si el gas producido va a ser enviado a una planta para su tratamiento y -- posterior comercialización. Si éste es el caso, se deben considerar las presiones de separación del gas en cada etapa con el propósito de reducir a un mínimo los costos por compresión y requerimientos de equipo.

En este capítulo se presentan 3 métodos para optimizar las presiones de separación de un sistema en etapas:

- a). Determinación de las presiones de separación de un sistema en etapas, para maximizar la recuperación de hidrocarburos líquidos. Existen muchos procedimientos para efectuar los cálculos de equilibrio vapor-líquido por etapa, pero para fines del presente trabajo, se empleó la ecuación de estado de Peng-Robinson⁽⁴⁾, cuya aplicación, requiere que se establezca previamente el número de etapas de separación, presión, temperatura y composición de la corriente por etapa de separación.
- b). Determinación de la presión óptima de la segunda etapa en un proceso de separación en 3 etapas. Se presenta el método propuesto por J. M. Campbell y K. F. Whinery⁽⁴⁾ que incluyen dos separadores más un tanque de almacenamiento. La presión de la primera etapa es usualmente fijada

por las condiciones de venta o entrega de gas y la tercera etapa es la presión atmosférica por tanto, la presión de la segunda etapa es la única que puede variar - indistintamente durante las operaciones de producción.

- c). Determinación de las presiones de separación de un sistema en etapas, para minimizar los costos por compresión.

El procedimiento que se emplea es iterativo y requiere relativamente poca información. Para aplicar el método como en el primer caso, es necesario determinar previamente el número de etapas de separación.

1.3.- OPTIMIZACION DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS PARA UNA MAYOR RECUPERACION DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS.

La operación de sistemas de separación bajo condiciones - que proporcionan la mayor recuperación de líquidos, permite -- obtener incrementos importantes en los volúmenes de aceite recuperados a las condiciones atmosféricas y un mayor grado de estabilización de ambas fases.

Con este criterio, para establecer las presiones de separación, se dispone de un método cuyos principios son los siguientes:

1.3.1.- Fundamentos del método para establecer las presiones de separación.

El proceso de la separación del aceite y el gas -- puede ser simulado mediante cálculos de equilibrio vapor-líquido (separación flash).

Los procedimientos desarrollados para determinar estos cálculos pueden ser divididos en dos categorías.

La primer categoría incluye métodos basados en el uso de gráficas de coeficientes o constantes de equilibrio (K)* para determinar la composición de ambas fases (6).

Su principal ventaja es la simplicidad relativa de su desarrollo matemático y proceso numérico, sin embargo, presentan algunas desventajas como:

- a). No siempre es fácil determinar el valor correcto de la presión de convergencia, parámetro básico del procedimiento.
- b). Las gráficas solo están disponibles para un número limitado de componentes y presiones de convergencia.
- c). El procedimiento proporciona únicamente la com-

* Nomenclatura al final.

posición de las fases, de forma tal que las características volumétricas deben ser calculadas por otros métodos.

El segundo grupo de métodos comprende aquellos que emplean una ecuación de estado, cuya principal ventaja es la solución integral a los problemas de cálculos de equilibrio; es decir, determina en forma simultánea tanto las características volumétricas de las fases como su composición con un alto grado de precisión.

Para fines del presente trabajo se empleo la ecuación de estado de Peng-Robinson⁽⁴⁾ en los cálculos de equilibrio vapor-líquido por etapa.

El método para establecer las presiones de separación es iterativo. Una vez fijadas las presiones de separación en las etapas correspondientes, se efectúa el cálculo de separación flash, con el cual se determina la relación gas-aceite total (RGAT), la densidad del aceite a las condiciones atmosféricas (ρ_0) y el factor de volumen del aceite a la presión de saturación (Bob). El proceso se repite, hasta determinar las presiones que proporcionen los valores mínimos de la relación gas-aceite total, factor de volumen del aceite y el máximo valor de la gravedad API del aceite.

Los valores mínimos de estas variables corresponden a las presiones óptimas para cada etapa del sistema.

1.3.2.- Ejemplos de Aplicación

El procedimiento de cálculo del programa que se empleó para este primer método de optimización puede ser fácilmente comprendido mediante el diagrama de bloques que se muestra en el Anexo B. (Fig.1.1).

Los datos primarios en orden de importancia para el proceso de cálculo son los siguientes:

- a). Composición de la mezcla líquido-gas que entra al sistema de separación en etapas.
- b). Densidad y peso molecular del hidrocarburo más pesado.
- c). Número de etapas de separación
- d). Presiones y temperaturas de separación por etapa.

Los resultados que se obtienen son:

- a). Relación gas-aceite total del sistema (RGAT)

- b). Densidad del aceite a condiciones de flujo y estandar (ρ_{cf} , ρ_{cs}).

c). Factor de volumen del aceite (B_o)

Con estos resultados y las presiones previamente fijadas se traza en una sola gráfica ($^{\circ}\text{API}$ vs P , B_o vs P y RGAT vs P), como se observa en las Figuras - 1.2 y 1.3.*

Aquella presión para la cuál se localiza un máximo valor de los $^{\circ}\text{API}$ y mínimos valores tanto del factor de volumen del aceite como de la relación gas--aceite, representa la presión óptima de separación para una mayor recuperación de líquidos.

Como ejemplo ilustrativo se tomó la composición de una mezcla de hidrocarburos⁽¹⁷⁾, en la cual se supone que la mezcla es un líquido con presión de saturación de 2695 psi y temperatura de yacimiento de -- 220°F, analizándose sistemas de separación de dos y tres etapas.

a). Sistema de separación en dos etapas

En los sistemas de dos etapas el principal objetivo es el de optimizar la presión de separación de la primera etapa (la segunda etapa por lo regular

*Todas las figuras que se mencionan en este capítulo se encuentran en el Anexo B.

es fija e igual a 14.7 psia), los resultados --
 obtenidos fueron graficados de la manera como --
 se señaló anteriormente. De la Figura 1.2 se --
 puede observar que los valores mínimos de la re --
 lación gas-aceite, factor de volumen del aceite
 y máximo valor de la densidad relativa del acei --
 te (en °API) son:

$$RGAT = 481 \text{ pie}^3/\text{Bbl}$$

$$Bob = 1.2696 \text{ pie}^3/\text{pie}^3$$

$$°API = 34.2492$$

Los cuales corresponden a una presión de sepa --
 ración de 200 psi (considerada como presión ópti --
 ma), desde el punto de vista de una mayor recupe --
 ración de líquidos en el tanque de almacenamien --
 to.

b). Sistema de separación en tres etapas

En los sistemas de separación en tres etapas, gene --
 ralmente se fijan las presiones de la primera y
 última etapa por razones de facilidad de trans --
 porte y/o eliminación de requerimientos de com --
 presión, por lo que se trata de optimizar la --
 presión de la etapa intermedia para una mayor -

recuperación de líquidos en los dispositivos de almacenamiento.

Para el mismo ejemplo anterior, se fijó como -- presión de separación de la primera etapa 314.7 psia, 75°F de temperatura y la última en 14.7 psia y 75°F, respectivamente. De la Figura 1.3 se observa que los valores mínimos de relación gas-aceite, factor de volumen de aceite y máximo valor de la densidad relativa del aceite son los siguientes:

$$\begin{aligned} \text{RGAT} &= 546.0 \text{ pie}^3/\text{Bbl} \\ \text{Bo}_b &= 1.3204 \text{ pie}^3/\text{pie}^3 \\ \text{°API} &= 33.023 \end{aligned}$$

Valores que corresponden a una presión óptima - de la etapa intermedia de:

$$P_2 = 59.7 \text{ psia (45 psi)}$$

Si por otro lado se fijara arbitrariamente la - presión de separación de la segunda etapa en -- 124.7 psia (110 psi), para éste valor, de la -- Figura 1.3 se obtiene un factor de volumen del aceite igual a $\text{Bo} = 1.336$, luego:

$$\Delta \text{Bo} = \text{Bo}(\text{Parb}) - \text{Bo}(\text{Pópt}) \dots (1.1)$$

substituyendo valores en la expresión 1.1

$$\Delta B_o = 1.336 - 1.3204$$

$$\Delta B_o = 0.0156 \text{ pie}^3/\text{pie}^3$$

Esto significa que para obtener un pie cúbico de aceite a las condiciones de superficie, se requiere, un volumen adicional de 0.0156 pies cúbicos de aceite a las condiciones de yacimiento - si se empleara esta presión arbitraria en vez - de la óptima, de lo cual se infiere, que este - aspecto es también un factor importante en la - selección del número apropiado de etapas para - alcanzar los fines que se persiguen.

1.4.0.- Optimización de la presión de la segunda etapa en un sistema de separación de tres etapas.

En ausencia de un método simple y exacto para predecir la presión óptima de separación en un sistema de 3 etapas, CAMPBELL y WHINERY⁽¹⁸⁾ propusieron un método sencillo que se describe a continuación.

Originalmente se decía que la presión óptima era una función de la presión inicial y final; sin embargo, - después de un largo período de investigación los autores del método encontraron relaciones teóricas en

las que la composición de la mezcla de hidrocarburos, la presión y temperatura son también factores importantes, lo cual indica que la relación básica puede ser de la forma:

$$P_2 = A (P_1)^n \dots \dots \dots (1.2)$$

donde:

P_2 = Es la presión de la segunda etapa (psia)

P_1 = Es la presión de la primera etapa (psia)

A = Es una función de la presión atmosférica (Ps) y la composición del sistema.

n = Es una función del número de etapas y la composición del sistema.

Asímismo, analizaron 17 diferentes muestras de mezclas de hidrocarburos, las cuales variaban desde aceites de baja densidad relativa (°API) hasta condensados, para determinar el efecto de la composición. Cada muestra fue separada utilizando tres etapas, con el fin de obtener la presión óptima de la segunda etapa empleando las relaciones de equilibrio propuesto por LATHAM y CAMPBELL.

Los resultados fueron sujetos a un análisis empírico y se intentó desarrollar una correlación que cumpliera con los siguientes requisitos: (1) simple (2) exacta y (3) que eliminara la necesidad de uti-

zar cálculos de separación instantánea (Flash).

Este análisis produjo 2 ecuaciones, una para mezclas de hidrocarburos cuya densidad relativa sea mayor de 1.0 y otra para las mezclas que posean una densidad relativa menor de 1.0; de forma tal que:

Si $SGo > 1.0$

$$P_2 = A (P_1)^{0.686} + C_1 \dots \dots (1.4)$$

donde:

$$C_1 = ((A + 0.057)/0.0233) \dots \dots (1.5)$$

Si $SGo < 1.0$

$$P_2 = A (P_1)^{0.765} + C_2 \dots \dots \dots (1.6)$$

donde:

$$C_2 = ((A + 0.028)/0.012) \dots \dots (1.7)$$

como se puede observar, los coeficientes A y C son funciones de la composición. El Valor de A puede ser determinado de la Figura 1.4, empleando la densidad relativa de la mezcla de hidrocarburos y el porcentaje molar de metano, etano y propano. Para propósitos prácticos, es conveniente considerar como peso molecular del eptano y más pesados (C_7^+) el correspondiente al octano (C_8).

Por tanto, para determinar la presión óptima de la

segunda etapa se requiere conocer únicamente los siguientes factores:

- a). La densidad relativa de la mezcla de hidrocarburos.
- b). El porcentaje de metano, etano y propano.
- c). Presión de la primera etapa.

1.4.1.- Ejemplo de aplicación

- a). Se desea determinar la presión óptima de la segunda etapa para un sistema de separación de 3 etapas. La presión de operación de la primera etapa es de 600 psia y la composición de la mezcla de hidrocarburos se muestra a continuación:

Composición de la mezcla	
Componente	Fracción molar
C ₁	0.3550
C ₂	0.1050
C ₃	0.1625
C ₄	0.1575
C ₅	0.0805
C ₆	0.0402
C ₇ ⁺	0.0993

Solución:

(1)	(2)	(3)	(4)
Componente C _i	Frac. Molar X _i	Peso Molecular M _i	(2) x (3) X _i M _i
C ₁	0.3550	16.0	5.6800
C ₂	0.1050	30.1	3.1605
C ₃	0.1625	44.1	7.1663
C ₄	0.1575	58.1	9.1508
C ₅	0.0805	72.2	5.8121
C ₆	0.0402	86.2	3.4652
C ₇ ⁺	0.0993	115.2*	11.4394
Suma	1.0000		45.8743

* Se emplea el peso molecular que corresponde al octano (C₈)

$$SG_o = \frac{X_i M_i}{29} \dots \dots \dots (1.8)$$

$$SG_o = \frac{45.8743}{29}$$

$$SG_o = 1.58187$$

Dado que la densidad relativa de la mezcla es mayor que 1 (SG_o > 1.0), se emplearán las ecuaciones (1.4) y (1.5).

Por otra parte

$$C_1 + C_2 + C_3 = 0.3550 + 0.1050 + 0.1625$$

$$C_1 + C_2 + C_3 = 62.25\%$$

De la Figura 1.4 con $C_1 + C_2 + C_3 = 62.25\%$ y $SGO = 1.58187$

$$A = 0.45$$

Consecuentemente de la ecuación (1.5)

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

$$C = 21.7597$$

Substituyendo todos los valores en la ecuación (1.4)

$$P_2 = 0.45 (600)^{0.686} + 21.7597$$

$$P_2 = 58 \text{ psia}$$

El valor obtenido corresponde a la presión óptima de la segunda etapa.

- b) Se desea determinar la presión óptima de la segunda etapa para el ejemplo 1.3.2 caso b.

La composición de la carga de fluidos del pozo - se muestra en el cuadro inferior. La presión de operación de la primera etapa es de 314.7 psia.

Composición de la mezcla

Componente	Fracción Molar
C ₁	0.3378
C ₂	0.0694
C ₃	0.0982
iC ₄	0.0133
nC ₄	0.0299
iC ₅	0.0125
nC ₅	0.0193
C ₆	0.0299
C ₇₊	0.3897

Solución:

(1) Componente C _i	(2) Frac. Molar X _i	(3) Peso Molecular M _i	(4) (2) x (3) X _i M _i
C ₁	0.3378	16.0	5.4048
C ₂	0.0694	30.1	2.0889
C ₃	0.0982	44.1	4.3306
iC ₄	0.0133	58.1	0.7727
nC ₄	0.0299	58.1	1.7372
iC ₅	0.0125	72.2	0.9025
nC ₅	0.0193	72.2	1.3935
C ₆	0.0299	86.2	2.5774
C ₇₊	0.3897	115.2*	44.8934
Suma	1.0000		64.1011

*Se emplea el peso molecular que corresponde al octano (C₈).

$$SGo = \frac{64.1011}{29}$$

$$SGo = 2.2104$$

La densidad relativa de la mezcla es mayor que 1.0 ($SGo > 1.0$), por lo que se emplearán las ecuaciones (1.4) y (1.5).

Por otra parte:

$$C_1 + C_2 + C_3 = 33.78 + 6.94 + 9.82 = 50.54\%$$

De la Figura 1.4 para el valor de $C_1 + C_2 + C_3 = 50.54\%$, y la densidad relativa de 2.21 se obtiene:

$$A = 0.60$$

Substituyendo datos en la ecuación (1.5)

$$C = \frac{0.60 + 0.057}{0.0.233}$$

$$C = 28.1974$$

Substituyendo todos los valores en la ecuación (1.4)

$$P_2 = 0.60 (314.7)^{0.686} + 28.1974$$

$$P_2 = 59.2 \text{ psia}$$

Valor que corresponde a la presión óptima de la segunda etapa.

Para el ejemplo 1.3.2 caso b, las presiones óptimas obtenidas con ambos métodos fueron:

<u>Método</u>	<u>Presión Óptima (psia)</u>
1er.	59.7
2do.	59.2

Como se puede observar, se obtuvieron resultados muy semejantes. La presión óptima calculada con el método de Campbell⁽¹⁸⁾ tiene 1 % de diferencia con relación al valor obtenido con el método de optimización de un sistema de separación en etapas para una mayor recuperación de líquidos.

En opinión de los autores, la correlación propuesta puede dar resultados, con un error medio de 5% aproximadamente de acuerdo a pruebas experimentales de campo.

Finalmente, esta correlación no es una solución absoluta a todos los problemas de separación en etapas; pero es una buena herramienta para dar solución a muchos problemas de campo, especialmente, durante las pruebas de formación y/o producción, donde el ingeniero de producción, debe tomar decisiones inmediatas y adecuadas.

1.5.0.- Optimización de un sistema de separación en etapas para mínimos requerimientos de compresión.

En la mayoría de los campos petroleros con yacimientos de aceite volátil y/o gas condensado, se manejan con frecuencia altos volúmenes de gas, por las elevadas relaciones gas-líquido que producen y consecuentemente, se hace indispensable transportar el gas que se separa en las baterías hasta las plantas de tratamiento, requiriendo algunas veces, cierta energía adicional. En estos casos, se puede fijar como objetivo principal optimizar un sistema de separación en etapas para conseguir mínimos requerimientos de compresión, es decir, que nos permita disminuir al mínimo la potencia requerida para transportar el gas separado, de tal forma, que los costos por este concepto no sean significativos.

1.5.1.- Fundamentos del método

La información mínima que se requiere para aplicar el método es la siguiente:

- a) Número de etapas de separación
- b) El gasto de aceite que se va a manejar en el sistema de separación.
- c) La densidad relativa del gas separado

- d) La densidad del aceite a condiciones de tanque.
- e) La presión de envío a la planta de tratamiento del gas.
- f) La temperatura de flujo a la entrada y salida del sistema de separación.

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

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

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

$$Q_{g,n} = (R_{s,n-1} - R_{s,n}) Q_0 \dots\dots\dots (1.9)$$

Donde:

$Q_{g,n}$ = Es el gasto de gas liberado en la etapa "n" (pie^3/Bbl a c.s)

- Q_0 = Es el gasto de aceite que se maneja en el sistema de separación (Bbl acs)
- $R_{s,n-1}$ = Es la relación de solubilidad en la etapa "n-1" (P_{ie}^3 /Bbl acs).
- $R_{s,n}$ = Es la relación de solubilidad en la etapa "n" (P_{ie}^3 /Bbl acs).

Las relaciones de solubilidad (R_s), pueden ser determinadas a partir de correlaciones empíricas como las de MILTON VAZQUEZ⁽¹⁶⁾, STANDING M.B.⁽¹⁹⁾, GLASO O.⁽²⁰⁾ o por medio de cálculos de separación instantánea (Flash) a partir de ecuaciones de estado como las de Peng-Robinson⁽⁴⁾, Redlich-Kwong,⁽²¹⁾ etc.

La potencia teórica para incrementar la presión - del gas separado en cada etapa, se puede determinar mediante la siguiente ecuación⁽²²⁾, que es de uso práctico:

$$H.P. = 44.5 n_c \{R_c^{k-1/k} - 1\} \{k/k-1\} Q_{g,n} \dots (1.10)$$

donde:

- HP = Es la potencia teórica, en caballos de fuerza (H_p)
- n_c = Es el número de etapas de compresión.
- R_c = Es la relación de compresión (P_d/P_s).
- K = Es la relación de calores específicos (C_p/C_v)

P_d = Es la presión de descarga del compresor
(psia)

P_s = Es la presión de separación que corresponde a la presión de succión de la compresora (psia)

$Q_{g,n}$ = Es el gasto de gas separado en la etapa n
(MMPCD ac.s.)

Algunas publicaciones Técnicas⁽¹⁴⁾ recomiendan que la relación de compresión por etapa para altas presiones no exceda de 6:1 ($R_c < 6.0$).

Esta limitación se debe a que al incrementar la relación de compresión disminuye la eficiencia mecánica de las compresoras y se incrementan los esfuerzos mecánicos del equipo.

Si se comprime el gas a bajos rangos de presión tanto para proceso como para venta, la relación de compresión no debe exceder de 4:1 ($R_c < 4.0$).

En cualquiera de las 2 situaciones si se exceden los límites de tolerancia fijados se debe programar más de una etapa de compresión. Si éste fuera el caso, la relación de compresión se determina de la siguiente manera:

$$R = (P_d/P_s)^{1/n_c} \dots \dots \dots (1.11)$$

Las técnicas de cálculo de la potencia necesaria para comprimir gas (H_p), la relación de compresión (R_c), relación de calores específicos (k), presiones medias (P_m), temperaturas medias (T_m), factor de compresibilidad (z), etc., se darán más ampliamente en el capítulo siguiente.

Finalmente, la potencia real requerida por etapa, se debe calcular dividiendo la potencia teórica entre la eficiencia total del equipo de compresión. La eficiencia es un parámetro que depende de factores -- tales como: características de diseño del equipo, velocidad, relación de compresión, altitud a la que se encuentra instalado el compresor, etc, (véase Cap.3).

Para propósitos de estimación de la potencia requerida al freno, la eficiencia total puede ser utilizada por conveniencia. Algunos autores ⁽²³⁾ recomiendan emplear 75% como valor promedio razonable de eficiencia total, el cual será empleado para propósito de - cálculo del presente trabajo.

Para la aplicación de este método es suficiente emplear una calculadora de escritorio, tomando como constantes algunos parámetros por la limitación de su capacidad de proceso; sin embargo, un cálculo integral de separación instantánea con la ecuación de estado de Peng-

Robinson y las ecuaciones antes escritas proporcionan resultados con un alto grado de precisión.

1.5.2.- Proceso de cálculo y ejemplo de aplicación.

El proceso de cálculo puede ser comprendido con mayor facilidad, observando el diagrama de bloques -- que se presenta en el Anexo 8 del trabajo (Fig. 1.5).

Siguiendo los lineamientos antes descritos, se analizó como ejemplo de aplicación, el sistema de 3 -- etapas del caso anterior para las mismas condiciones de flujo y misma composición (1.3.2. caso b). Asimismo, con el objeto de simplificar los cálculos, se tomó el gasto de aceite como un valor unitario, puesto que el proceso de optimización es independiente del gasto de líquido, de tal forma, que la potencia (HP/Bbl) mínima obtenida se deberá multiplicar por el gasto de aceite que entra al sistema de separación para obtener los Hps mínimos que se requieren para comprimir el gas que se libera en la segunda y tercera etapa de separación.

Para las condiciones del problema se tomó como constantes las presiones de separación de la primera -- (314.7 psia) y última etapas (14.7 psia), y se optimizó la presión de la segunda etapa.

Los resultados fueron los siguientes: (Ver Fig. 1.6).

a) Presión óptima segunda etapa

$$P_{\text{ópt}} = 59.7 \text{ psia (45 psi)}$$

b). Potencia mínima requerida

$$H_p/Bbl = 0.0161$$

Si el gasto de aceite que entra al sistema de separación fuera igual a 10 000 Bbl, la potencia -- total requerida para comprimir el gas sería igual a:

$$H_p = 161$$

Los resultados obtenidos con este método como se puede observar son iguales a los obtenidos con el primer método, lo cual, válida la aplicación de uno u otro procedimiento en condiciones similares a las del ejemplo, para conseguir la presión óptima que nos permita alcanzar los objetivos deseados de acuerdo a las condiciones de explotación previamente establecidos del campo.

CAPITULO 2

CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE SEPARADORES

2.1.- INTRODUCCION

Los separadores son dispositivos empleados para la separación de mezclas de líquido y gas.

La presencia de las mezclas en los campos petroleros se debe principalmente a las siguientes causas:

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

El separador es una de las piezas fundamentales del equipo de producción en el proceso de separación de gas y petróleo. Debido a que se coloca al comienzo de la corriente de proceso; su rendimiento incidirá directamente en el funcionamiento de las instalaciones de producción. Las razones principales por las que es importante efectuar una separación adecuada de líquido y gas, son las siguientes:

- a.- En campos de gas y aceite donde no se cuenta con el -- equipo adecuado de separación y además se quema el gas, una cantidad considerable de aceite ligero que es arras-- trado por el flujo de gas también es quemado, ocasionán-- do pérdidas considerables si se considera, que el acei-- te ligero, es el de mayor valor comercial.
- b.- Muchas veces es necesario transportar el gas a cierta distancia para tratarlo, por lo que, es conveniente -- eliminarle la mayor cantidad posible de líquido para - evitar problemas tales como: corrosión y abrasión del - equipo de transporte, aumento en las caídas de presión y disminución de la capacidad de transporte de las lí-- neas.

COMPONENTES DE UN SEPARADOR

Para una operación eficiente y estable sobre un amplio ran-- go de condiciones, un separador está constituido por los siguien-- tes componentes:

- a.- Una sección de separación primaria para la separación de la mayor porción de líquido de la corriente y redu-- cir la turbulencia del flujo. Esta separación se efec-- túa a través de un cambio de dirección mediante una en-- trada tangencial, la cual imparte un movimiento circu-- lar a los fluidos (induciendo una fuerza centrífuga al

- flujo), reduciendo a la vez, la velocidad de los mismos.
- b.- Una sección de separación secundaria para remover las pequeñas gotas de líquido. La mayor fuerza de separación en esta sección es la gravedad, por lo que es importante, minimizar la turbulencia y velocidad del gas a la entrada y disponer de una longitud suficiente de separador.
- c.- Una sección de extracción de niebla para remover las gotas más pequeñas de líquido que no lograron eliminarse en las secciones primaria y secundaria. El choque y/o fuerza centrífuga son los mecanismos de separación en esta parte del separador.
- d.- Una sección de almacenamiento de líquidos para almacenar y descargar el líquido separado de la corriente de gas. Esta parte del separador debe tener suficiente capacidad para manejar posibles baches de líquido, de tal manera que el líquido separado, no sea arrastrado por la corriente de gas.

TIPOS DE SEPARADORES

Los separadores de aceite y gas son generalmente de dos tipos: dos fases (bifásico) y tres fases (trifásico).

- a.- El separador bifásico separa el fluido del pozo en lí-

quido y gas, descargando por la parte superior del dispositivo el gas y el líquido por la parte inferior.

- b.- El separador trifásico separa el fluido del pozo en aceite, gas y agua, el gas es descargado por la parte superior, el aceite por la parte intermedia y el agua, por la parte inferior del separador.

Ambos tipos de separadores pueden ser diseñados de las siguientes formas:

a.- Horizontales

- 1.- Monotubos (De un solo barril)
- 2.- Doble tubo (De dos barriles, uno encima del otro).

b.- Verticales

c.- Esféricos.

Se acostumbra designar como separadores convencionales a los separadores de dos fases en cualquiera de sus tres formas.

Tanto los separadores bifásicos como los trifásicos en -- cualquiera de sus tres formas tienen ventajas y desventajas, sin embargo, algunos autores ⁽⁵⁾ han reportado que los separadores de diseño horizontal de un solo barril son los que ofrecen mayores ventajas por las siguientes razones : mejor eficiencia de separación, estabilización de fluidos separados, adaptabilidad a la variedad de

condiciones, mayor capacidad de manejo (con el mismo diámetro), habilidad en el manejo de aceites espumosos, adaptabilidad al uso portátil, facilidad de inspección y mantenimiento y finalmente menor costo por unidad de capacidad.

PRINCIPALES FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA DE SEPARACION GAS-LIQUIDO.

a.- Tamaño de las partículas de líquido

C u a n d o l a s e p a r a c i ó n es por choque, el tamaño de las partículas es un factor importante en la determinación de la velocidad de asentamiento en la separación por gravedad, por fuerza centrífuga y en la determinación de la distancia de paro.

La velocidad de asentamiento calculada para una gota de líquido de cierto diámetro, indica la velocidad máxima que debe tener el gas, para permitir que partículas de este diámetro o mayor se separen⁽⁷⁾.

A l g u n o s autores⁽⁷⁾ indican que para un cierto diámetro base de partículas, el efecto neto de aumentar o disminuir el diámetro, se refleja en un incremento o disminución substancial sobre la eficiencia del separador. Se dice⁽⁷⁾ que el tamaño de las partículas de líquido que se forman en las mezclas durante una operación

normal de separación es lo suficientemente grande para obtener una buena eficiencia de separación.

b.- Velocidad del gas.

Los separadores se diseñan de tal forma que las partículas de líquido mayores de 100 micras sean separados en la sección secundaria y las partículas más pequeñas en la sección de extracción de niebla.

Un incremento en la velocidad del gas ocasiona arrastres repentinos de baches de líquidos en el flujo de gas que sale del separador y consecuentemente disminuye la eficiencia de separación

c.- Presión de separación.

Es uno de los factores más importantes en la separación, desde el punto de vista de la recuperación de líquidos, En ocasiones al disminuir la presión de separación (en yacimientos de gas y condensado), aumenta la recuperación de líquidos. Sin embargo; es necesario considerar el valor económico del incremento de volumen de líquidos, contra la compresión extra que pudiera necesitarse para transportar el gas. La capacidad de los separadores también está afectada por la presión de separación, al aumentar la presión, aumenta la capacidad de separación de gas y viceversa.

d.- Temperatura de separación.

En cuanto a la recuperación de líquidos, a medida que disminuye la temperatura de separación, se incrementa la recuperación de líquidos en el separador (pero ocasiona grandes pérdidas por evaporación en tanque) y el efecto neto de un aumento en la temperatura de separación es la disminución de la capacidad de separación de gas.

e.- Densidades del líquido y del gas.

Estos factores afectan la capacidad de manejo de gas en los separadores ya que la capacidad es directamente proporcional a la diferencia de densidades e inversamente proporcional a la densidad del gas.

f.- Viscosidad del gas.

Utilizando la ley de Stokes, para determinar la velocidad de asentamiento de las partículas de cierto diámetro, se deduce que a medida que aumenta la viscosidad del gas, disminuye la velocidad de asentamiento y por lo tanto, la capacidad de manejo de gas del separador.

2.2.- FUNDAMENTOS DE LA SEPARACION DE MEZCLAS LIQUIDO-GAS

2.2.1.- Mecanismos de separación.

La separación de mezclas líquido-gas se logra me-

diante una apropiada combinación de los siguientes mecanismos: gravedad, fuerza centrífuga y choque.

2.2.1.1.- Separación por gravedad.

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

Cuando el flujo es vertical y ascendente, - como en los separadores verticales, las partículas de líquido que se van a separar -- caen en sentido contrario al flujo de gas. Estas partículas descendentes se aceleran - por la acción de la gravedad, hasta que la fuerza de arrastre se balancea con la fuer- za gravitacional.

En este instante, las partículas continúan cayendo a una velocidad constante, conocida como velocidad de asentamiento o velocidad terminal ⁽⁷⁾.

Para calcular la velocidad de asentamiento (V_t), se puede establecer un balance de - fuerzas que actúan sobre una partícula de -

líquido en una corriente de gas (Fig. 2.1)

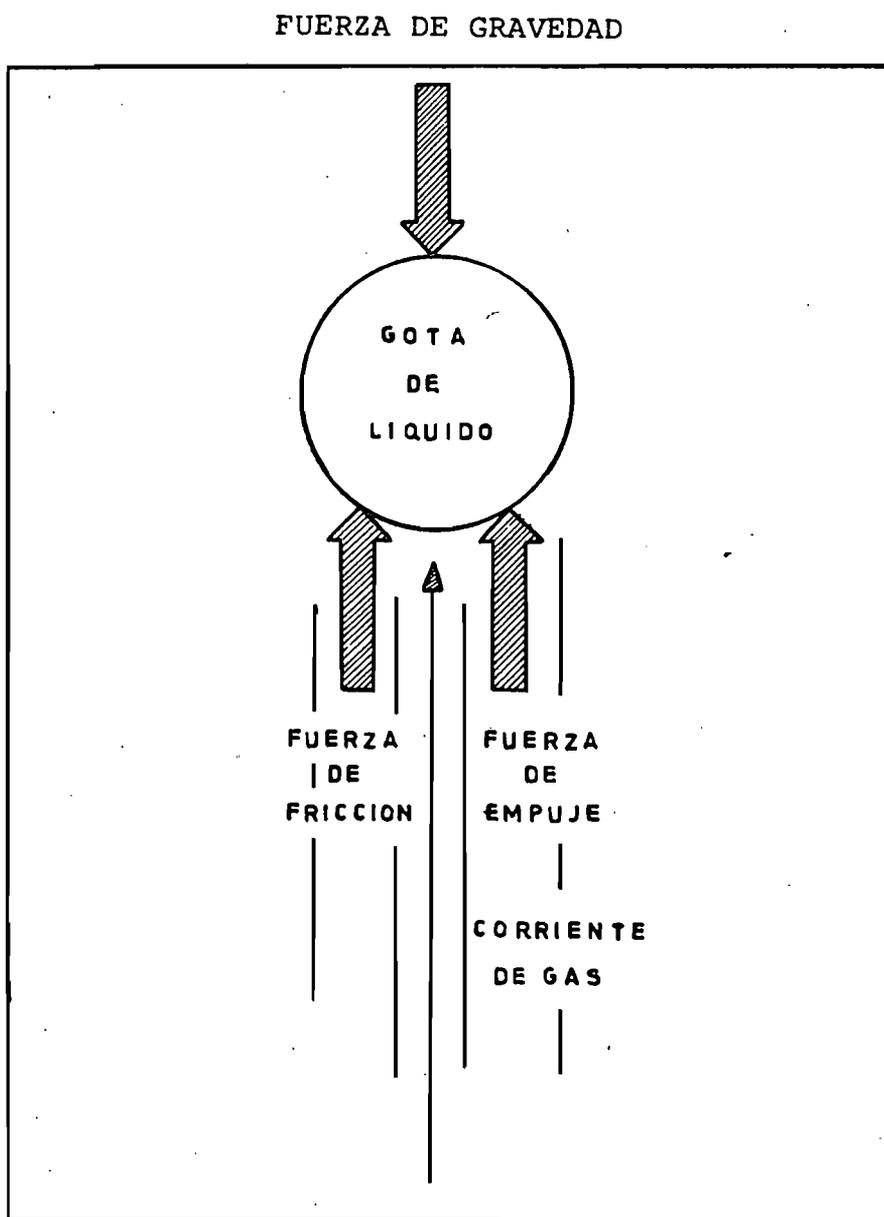


Fig. 2.1.- Fuerzas que actúan sobre una gota de líquido.

Fuerza total que actúa sobre la partícula = Fuerza de gravedad - Fuerza de empuje - Resistencia por fricción.

$$F_t = F_g - F_e - F_f \quad \dots \quad (2.1)$$

Pero:

$$F_t = \rho_p v_p \frac{d v_t}{dt} \quad \dots \quad (2.2)$$

$$F_g = \frac{\rho_p v_p g}{g_c} \quad \dots \quad (2.3)$$

$$F_e = \frac{\rho_p v_p g}{g_c} \quad \dots \quad (2.4)$$

$$F_f = \frac{f A_p \rho_g v_t^2}{2 g_c} \quad \dots \quad (2.5)$$

Substituyendo las ecuaciones (2.2), (2.3), (2.4) y (2.5) en (2.1)

$$\rho_p v_p \frac{d v_t}{dt} = \frac{\rho_p v_p g}{g_c} - \frac{\rho_p v_p g}{g_c} - \frac{f A_p \rho_g v_t^2}{2 g_c} \quad (2.6)$$

Dividiendo la ecuación 2.6 entre el término $\rho_p v_p$.

$$\frac{d v_t}{dt} = \frac{g}{g_c} - \frac{\rho_g g}{\rho_p g_c} - \frac{f A_p \rho_g v_t^2}{2 \rho_p v_p g_c} \quad \dots \quad (2.7)$$

Tomando en consideración que la velocidad de asentamiento es constante ($v_t = \text{cte}$), entonces:

$$\frac{d v_t}{dt} = 0$$

Despejando v_t de la ecuación (2.7) se tendrá:

$$v_t = \left[\frac{2g v_p}{f A_p \rho_g} (\rho_p - \rho_g) \right]^{0.5} \dots \dots \dots (2.8)$$

Considerando las gotas de líquido como partículas esféricas y rígidas, su volumen y área serán:

$$V_p = \frac{\pi d_p^3}{6} *$$

$$A_p = \frac{\pi d_p^2}{4}$$

El cociente V_p/A_p será:

$$\frac{V_p}{A_p} = \frac{4}{6} \frac{\pi d_p^3}{\pi d_p^2} = \frac{4}{6} d_p = \frac{2}{3} d_p \dots \dots \dots (2.9)$$

Substituyendo (2.9) en la expresión (2.8) se tiene:

$$v_t = \left[\frac{4}{3} \frac{g d_p}{f \rho_g} (\rho_p - \rho_g) \right]^{0.5} \dots \dots \dots (2.10)$$

Como en la ecuación general se desconoce el diámetro de la partícula y el coeficiente de arrastre (f), se deben aplicar las leyes que rigen la sedimentación por gravedad.

El coeficiente de arrastre f, se puede calcular de la Figura 2.2 (35) que se muestra a continuación:

* d_p = diámetro de una gota esférica de líquido.

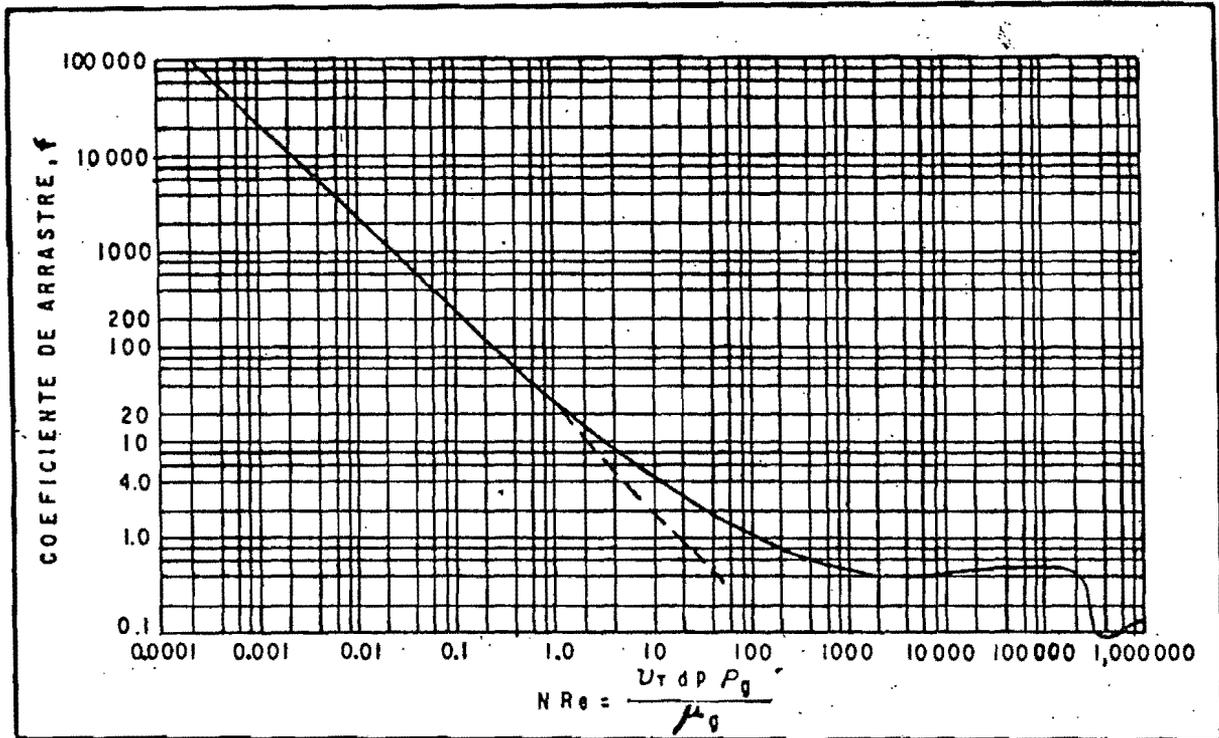


FIG. 2.2 GRAFICA PARA DETERMINAR EL
COEFICIENTE DE ARRASTRE, f

De la figura 2.2 se observa que el coeficiente de arrastre para $N_{Re} < 0.3$ está dado por:

$$f = \frac{24}{N_{Re}} \dots \dots \dots (2.11)$$

Expresión que corresponde a la porción recta de la Figura 2.2. Substituyendo la expresión (2.11) y el valor del número de Reynolds en la ecuación (2.10), ésta toma la forma de la ley de Stokes, quedando:

$$v_t = \frac{g_c d_p^2}{18 \mu_g} (\rho_p - \rho_g) \dots \dots \dots (2.12)$$

Para valores intermedios del número de Reynolds en la Figura 2.2 ($0.3 < N_{Re} < 1000$), el coeficiente de arrastre está representado por:

$$f = \frac{18.5}{N_{Re}^{0.6}} \dots \dots \dots (2.13)$$

Substituyendo esta ecuación (2.13) y el valor del Número de Reynolds en la expresión (2.10), la velocidad de asentamiento toma la siguiente forma:

$$v_t = \frac{0.153 g_c^{0.71} d_p^{1.14} (\rho_p - \rho_g)^{0.71}}{\rho_g^{0.29} \mu_g^{0.43}} \dots \dots (2.14)$$

Los valores comprendidos entre 1000 y 200,000 del Número de Reynolds ($1000 < N_{Re} < 200,000$) en la Figura 2.2 se conoce como región de la Ley de Newton⁽³⁵⁾. En esta región el coeficiente de arrastre tiene un valor aproximadamente constante y está dado por:

$$f = 0.44 \dots \dots \dots (2.15)$$

Substituyendo este valor en la ecuación (2.10), la velocidad de asentamiento para esta región toma la siguiente forma:

$$v_t = \left[1.74 \left[g_c d_p \frac{(\rho_p - \rho_g)}{\rho_g} \right]^{0.5} \right] \dots \dots (2.16)$$

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

las partículas suspendidas viajan a través de la corriente de gas⁽⁷⁾. Esta velocidad puede ser utilizada para determinar el tiempo de retención requerido para que una partícula de tamaño dado, se deposite en la parte inferior del separador.

2.2.1.2.- Separación por fuerza centrífuga.

La fuerza centrífuga que se induce a las partículas de líquido suspendidas en una corriente de gas, puede ser, varios cientos de veces mayor que la fuerza de gravedad que actúa sobre las mismas partículas. Este principio se aplica en la sección primaria y sección de extracción de niebla (con extractores de niebla tipo ciclónico) del separador.

La ley de Stokes puede aplicarse al proceso de separación centrífuga, substituyendo la gravedad (g) por la aceleración (a) debido a la fuerza centrífuga, por tanto la expresión (2.12) quedará de la forma siguiente:

$$v_t = \frac{adp^2}{18\mu g} (\rho_p - \rho_g) \dots \dots (2.17)$$

Considerando que la velocidad de asentamiento (v_t) permanece constante en magnitud e igual

a la velocidad media (v_m) y por definición:

$$F_c = \frac{m_p v_m^2}{r} \dots \dots \dots (2.18)$$

Por otra parte:

$$F_c = m_p a$$

$$S = 2 \pi r N$$

Substituyendo estas expresiones en la ecuación --
(2.18) se tiene:

$$a = \frac{2 \pi N v_m^2}{S} \dots \dots \dots (2.19)$$

Reemplazando el valor de la aceleración en la ecuación 2.17 se tendrá:

$$v_m = \frac{9 \mu_g S}{\pi N d_p^2 (\rho_p - \rho_g)} \dots \dots \dots (2.20)$$

Con ésta expresión se puede calcular el tamaño de las partículas de líquido que se pueden separar - por fuerza centrífuga, tal que:

$$d_p = \left[\frac{9 \mu_g S}{\pi N v_m (\rho_p - \rho_g)} \right]^{0.5} \dots \dots (2.21)$$

2.2.1.3.- Separación por choque

Este mecanismo de separación es por lo regular el que más se emplea en la eliminación de pequeñas partículas de líquido suspendidas en una corriente de gas, las cuales, chocan con las obstrucciones de los internos del separador donde quedan adheridas.

Se conoce como distancia de paro, a la distancia que una partícula de cierto diámetro viaja a través de una línea de corriente de gas. Este parámetro se puede obtener modificando la Ley de Stokes y tomando en consideración la velocidad inicial de la siguiente manera:

$$S_p = \frac{d_p^2 \rho_g v_i}{18 \mu_g} \dots \dots \dots (2.22)$$

De acuerdo a esta última expresión, la distancia de paro (S_p) es directamente proporcional al cuadrado del diámetro de la partícula de líquido, lo cual significa que para partículas más pequeñas, su distancia de paro es más pequeña y por

tanto, tendrán mayor tendencia a adherirse alrededor de la obstrucción.

2.3.0.- CALCULO DE LA CAPACIDAD DE MANEJO DE GAS Y LIQUIDO DE LOS SEPARADORES VERTICALES - DE DOS FASES (BIFASICOS)

La capacidad de los separadores de gas y aceite tanto verticales como horizontales pueden variar de acuerdo a los siguientes factores ⁽⁹⁾:

- a). Diámetro y longitud del separador
- b). Diseño y arreglo de las partes internas del separador.
- c). Número de etapas de separación.
- d). Características físicas y químicas de los fluidos del pozo.
- e). Presión y temperatura de operación del separador.
- f). Nivel de líquido mantenido en el separador.
- g). Patrones de flujo de los fluidos del pozo (estable o baches).
- h). Contenido de material sólido arrastrado por los fluidos.
- i). Tendencia del aceite a formar espumas.

j). Condiciones físicas del separador y sus componentes.

2.3.1.- CAPACIDAD DE SEPARACION DE GAS.

De la ecuación de continuidad:

$$q_{gcf} = v_t A_f \dots \dots \dots (2.23)$$

Pero

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

Substituyendo la expresión anterior en la ecuación(2.23)

$$Q_{gcf} = \frac{\pi D^2}{4} v_t \dots \dots \dots (2.24)$$

Por otra parte :

$$Q_{gcs} = \frac{Q_{gcf}}{B_g} \dots \dots \dots (2.25)$$

donde :

$$B_g = \frac{V_f}{V_s}$$

De la ecuación general de gases reales para condiciones base y de operación del separador se tiene:

$$P_f V_f = Z_f n R T_f, \quad P_s V_s = Z_s n R T_s \quad (2.26)$$

Substituyendo(2.26) en(2.25) se tiene

$$Q_{gcs} = \frac{P_f Z_s T_s}{P_s Z_f T_f} Q_{gcf} \dots \dots \dots (2.27)$$

Tomando en consideración que:

$$T_s = 60^\circ\text{F} \quad (520^\circ\text{R})$$

$$P_s = 14.7 \text{ psia}$$

$$Z_s = 1.0$$

$$Q_{gcs} = \frac{520 \times 3.1416}{14.7 \times 4} \frac{P_f D^2}{Z_f T_f} v_t$$

$$Q_{gcs} = 27.78 \frac{P_f D^2}{Z_f T_f} v_t \text{ (pie}^3\text{/seg)} \dots (2.28)$$

Transformando a unidades de campo (1 día = 86400 seg).

$$Q_{gs} = 2.4 \times 10^6 \frac{P_f D^2 v_t}{Z_f T_f} \text{ (pie}^3\text{/día)} \dots (2.29)$$

Para objeto de diseño de separadores se reporta⁽⁸⁾ que el coeficiente de arrastre (f) es de la forma de la expresión (2.11).

Para estos valores bajos del Número de Reynolds, la velocidad de asentamiento toma la forma de la Ley de Stokes, (2.2.12).

Substituyendo la expresión (2.12) en la ec.

(2.29) y considerando que $g_c = 32.174 \text{ pie/seg}^2$

se tiene :

$$Q_{gcs} = 2.400433 \times 10^6 \frac{P_f D^2}{Z_f T_f} \left(\frac{g}{18 \mu g} (P_p - P_g) \right)$$

$$Q_{gcs} = 4.291 \frac{P_f}{Z_f T_f} dp^2 \frac{(P_p - P_g)}{\mu_g} D^2 \dots (2.30)$$

Donde Q_{gcs} es el gasto de gas en MMPCD* me dido a condiciones estándar que puede manejar el separador sin posibilidades de que partículas de mayor diámetro al dp empleado puedan ser arrastrados por la corriente de gas. La capacidad de manejo de gas de un separador vertical es directamente proporcional al área de la sección transversal del separador e independiente de la longitud del cuerpo como se observa en la ecuación (2.30); sin embargo, un incremento de la longitud del cuerpo de un separador de 10 pies a 15 pies, puede incrementar la capacidad de manejo un valor menor al 5% y una disminución de 10 pies a 7 pies puede disminuir menos del 3% (5).

Finalmente, este aspecto es más dependiente de los fabricantes de equipos, así por ejemplo, la capacidad de manejo de gas de los separadores verticales fabricados por la compañía "Oil Metering and Processing Equipment Corp", es independiente de la longitud del separador (emplea longitudes nomi-

*Nomenclatura al final

nales de 10 pies), en cambio, la capacidad de manejo de gas de los separadores verticales fabricados por la compañía -- "Black and Sivalls Corp" y reportados -- por Sivalls ⁽¹⁰⁾, es enteramente dependiente.

2.3.1.1. EJEMPLO DE APLICACION

Antes de pasar al procedimiento de cálculo es conveniente señalar algunas consideraciones tomadas de la compañía manufacturera "Oil Metering and Processing - Equipment Corp", las cuales son las siguientes:

1. Los volúmenes son medidos a las condiciones base de 14.7 psia y 60°F de presión y temperatura respectivamente.
2. El flujo de entrada al separador es permanente y sin cabeceos.
3. El aceite no tiene tendencia a formar espuma.
4. La longitud del separador es de 10 pies.
5. La temperatura de operación está por encima de la temperatura de formación de hidratos.

6. La densidad relativa del gas es 0.65
(aire = 1.0)
7. El líquido arrastrado a la salida de la corriente de gas es menor o igual a 1.0 GAL/MMPCD

Debido a que normalmente se desconoce el diámetro de la partícula de líquido que se separa por gravedad, no es malo considerar, para propósitos prácticos, que dicho diámetro sea mayor o igual a 100 micras (1 micra = 3.28×10^{-4} pies).

PROCEDIMIENTO DE CALCULO

De = 24 pg	SG = 0.65	dp = 100 micras
P _f = 500 psi	°API = 45	(3.28×10^{-4} pies)
T _f = 75°F	Ps = 14.7 psia	
Pd = 1000 psi	Ts = 60°F	

El procedimiento de cálculo como se mostrará a -- continuación es muy simple y puede resolverse en pocos minutos utilizando calculadoras programa-- bles de bolsillo, para efectos del trabajo, se -- empleó una calculadora HP - 41C y su secuencia -- progresiva de cálculo es la siguiente:

a.- Cálculo del factor de compresibilidad (Z)

Se emplea la ecuación modificada de Beggs y Brill. (12)

$$Z = A + (1 - A)/e^B + C Ppr^D \dots \dots \dots (2.31)$$

donde:

$$A = 1.39 (Tpr - 0.92)^{0.5} - 0.36 Tpr - 0.101$$

$$B = (0.62 - 0.23 Tpr) Ppr + \left[\frac{0.066}{Tpr - 0.86} - 0.037 \right] Ppr^2 + \frac{0.32}{10^9 (Tpr - 1)} Ppr^6$$

$$C = (0.132 - 0.32 \log Tpr)$$

$$D = \text{Antilog} (0.3106 - 4.9 Tpr + 0.1824 Tpr^2)$$

Para el juego de datos del problema.

$$Ppr = 0.76656 \quad Tpr = 1.4491$$

$$A = 0.3859 \quad B = 0.26509 \quad C = 0.08095$$

$$D = 0.9625$$

Luego:

$$Z_f = 0.9196 \quad \text{a} \quad T_f \text{ y } P_f$$

b.- Cálculo de la densidad del gas (ρ_g)

$$\rho_g = 2.703 \times SG \times \frac{P_f}{Z_f T_f} \dots \dots \dots (2.32)$$

$$\rho_g = 2.703 \times 0.65 \times \frac{514.7}{0.9196 \times 535} = 1.83807 \frac{\text{Lbm}}{\text{pie}^3}$$

$$\rho_g = 0.02941 \text{ gr/cm}^3$$

c.- Cálculo de viscosidad del gas (μg)

Empleando la correlación de Lee⁽¹¹⁾ se tiene:

$$\mu_g = 10^{-4} k \exp x \rho_g^y \dots \dots \dots (2.33)$$

$$PM = P_{Ma} \times SG$$

donde:

$$k = \frac{(9.4 + 0.02 PM) T^{1.5}}{209 + 19 PM + T}$$

$$x = 3.5 + \frac{986}{T} + 0.01 PM$$

$$y = 2.4 - 0.2 x$$

Las unidades son:

$$T = (^{\circ}R) \quad \rho_g = (gr/cc) \quad \mu_g = cp$$

Para los valores del problema.

$$PM = 18.8305$$

$$k = 109.8055 \quad x = 5.531296 \quad y = 1.293741$$

Luego el valor de la viscosidad del gas es

$$\mu_g = 7.8175 \times 10^{-6} \frac{Lbm}{pie\text{-seg}} = (0.0117139 \text{ cp})$$

d.- Cálculo del diámetro interior (D)

De acuerdo a especificaciones ASME⁽¹³⁾, la fórmula básica para calcular el espesor de cuerpos cilíndricos está dada por:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} \dots \dots \dots (2.34)$$

Como:

$$De = 2R + 2t \quad \dots \quad R = \frac{De - 2t}{2} \dots \dots (2.35)$$

Substituyendo (2.35) en (2.34) se tiene

$$t = \frac{0.5 P De}{SE + 0.4P} \dots \dots \dots (2.36)$$

donde:

t = Espesor de pared del cuerpo cilíndrico (Pg)

De = Diámetro exterior del separador (Pg)

P = Presión máxima de trabajo (psi)

S = Máximo esfuerzo disponible (psi)

E = Eficiencia de la junta (adim).

Campbell⁽¹⁴⁾ recomienda tomar el 25% de la resistencia a la tensión del acero común para efectos de cálculo del máximo esfuerzo disponible (S) y 85% de eficiencia (E) para juntas con doble soldadura (radiografiada por puntos), de tal forma que:

Resistencia a la tensión = 55000 psi

S = 0.25 (55000) psi

S = 13750 psi.

E = 0.85

Para valores del problema.

$$t = 0.99276 \text{ pg}$$

$$D = 22.01448 \text{ pg}$$

$$D = 1.83454 \text{ pies}$$

e.- Cálculo de la densidad del aceite (ρ_p)

$$\rho_c = \rho_p = \frac{141.5}{131.5 + ^\circ\text{API}} \times \rho_w \dots \dots (2.37)$$

Para las condiciones del problema y $\rho_w = 62.4 \text{ Lbm/pie}^3$.

$$\rho_p = 50.02606 \frac{\text{Lbm}}{\text{pie}^3}$$

f.- Cálculo del gasto de gas a condiciones estandar
(Q_{gcs})

Finalmente, substituyendo todos los parámetros calculados y los datos del problema en la expresión (2.30) se tiene:

$$Q_{gcs} = 4.291 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} dp^2 \left(\frac{\rho_p - \rho_g}{\mu_g} \right) D^2$$

$$Q_{gcs} = 4.291 \times 10^6 \frac{514.7}{0.9196 \times 535} (3.28 \times 10^{-4})^2$$

$$\left(\frac{50.0261 - 1.83807}{7.8175 \times 10^{-6}} \right) (1.8345)^2$$

$$Q_{gcs} = 10.0 \text{ MMPCD}$$

Esta manera de determinar la capacidad de manejo de los separadores verticales es una aproximación semi-empírica debido principalmente a que no pueden ser medidos con exactitud el tamaño de las -- partículas y otras variables, por tanto, muchas -- de las suposiciones hechas en la ecuación antes escrita (2.30) no se satisfacen en la práctica.

Por otra parte, la velocidad aparente en el espacio abierto al flujo de gas está generalmente dado por:

$$v = k_s \left[\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right]^{0.5} \dots \dots \dots (2.38)$$

donde:

- v = Velocidad permisible del gas (pies/seg)
- k_s = Constante empírica
- ρ_L = Densidad del líquido (Lbm/pie³)
- ρ_g = Densidad del gas (Lbm/pie³)

El valor empírico k_s depende de todos los factores que afectan al proceso de separación tales como la densidad de los fluidos, formación de emulsión, -- flujo pulsante, presencia de sólidos, longitud de separación, etc. Por esta razón no es sorprendente

que varíe ampliamente el valor de k_s en diferentes aplicaciones y la mejor manera de determinarlo es experimentalmente,

El rango normal de variación de k_s para separadores verticales es el siguiente⁽¹⁵⁾:

$$0.06 < K_s < 0.35 \text{ (promedio 0.21)}$$

Con la ecuación (2.38) y el área del separador conocida, se puede calcular el gasto de gas a condiciones de flujo de la siguiente manera:

$$Q_{gcf} = \frac{\pi}{4} D^2 v \dots \dots \dots (2.39)$$

Como normalmente se reporta el gasto a condiciones estandar:

$$Q_{gsc} = \frac{Q_{gcf}}{B_g}$$

$$B_g = \frac{V_f}{V_s}$$

$$P_f V_f = Z_f nRT_f, \quad P_s V_s = Z_s nRT_s,$$

Considerando:

$$k_s = 0.21$$

$$P_s = 14.7 \text{ psia}$$

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

$$1 \text{ día} = 86\,400 \text{ seg.}$$

la ecuación(2.39) quedará de la forma siguiente:

$$Q_{gcs} = 0.504 D^2 \frac{1}{Z_f} \frac{P_f}{T_f} \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5} \dots (2.40)$$

Donde el gasto de gas a condiciones estandar --
{Qgcs) está en MMPCD. Para las mismas condiciones
del problema anterior

$$\begin{aligned} D_e &= 24 \text{ pg} & P_d &= 1000 \text{ psi} \\ P_f &= 500 \text{ psi} & SG &= 0.65 \\ T_f &= 75^\circ\text{F} & \text{API} &= 45 \end{aligned}$$

Los valores calculados para estas condiciones --
fueron:

$$\begin{aligned} \rho_L &= 50.0261 \text{ lbm/pie}^3 \\ \rho_g &= 1.83807 \text{ lbm/pie}^3 \\ \mu_g &= 7.8175 \times 10^{-6} \text{ lbm/pie-seg.} \\ Z &= 0.9196 \\ D &= 1.83454 \text{ pies} \end{aligned}$$

Substituyendo estos valores en la ecuación(2.40)
se tiene:

$$Q_{gcs} = 0.504 \times 10^{-6} (1.83454)^2 \frac{1}{0.9196} \frac{514.7}{535} \left(\frac{50.0261 - 1.83807}{1.83807} \right)^{0.5}$$

$$Q_{gcs} = 9.086 \text{ MMPCD.}$$

Como se puede observar el valor obtenido con la ecuación(2.40) tiene una diferencia de 9.14 % con relación al valor obtenido con la ecuación(2.30)

Para los mismos datos del problema ejemplo y con el propósito de establecer una comparación, los valores obtenidos a -- partir de las gráficas de las compañías "Oil Me_{te}ring and Processing Equipment Corp" (OMPEC) y "Black and Sivalls Corp" (BS & B) son los siguientes:

$$Q_{gcs} = 10.0 \text{ MMPCD (EC. 2.30)}$$

$$Q_{gcs} = 9.1 \text{ MMPCD (EC. 2.40)}$$

$$Q_{gcs} = 9.1 \text{ MMPCD (OMPEC)}$$

$$Q_{gcs} = 7.0 \text{ MMPCD (BS \& B)}$$

Aparentemente los separadores fabricados por la compañía "Black and Sivalls" tienen menor capacidad de manejo de gas que los de la OMPEC para el mismo diámetro.

Las gráficas proporcionadas por los fabricantes de los equipos de separación normalmente son el resultado de largas pruebas experimentales a las que son sometidas dichas unidades. Posiblemente

la eficiencia que consiguen de sus equipos al someterlos a pruebas experimentales bajo diferentes rangos de gastos sea la razón por la que existan diferencias en la capacidad de manejo de gas entre los separadores fabricados por las compañías OMPEC y BS &B.

Para diferentes juegos de datos se calcularon las capacidades de manejo de gas con las ecuaciones (2.30), (2.40), gráficas de las compañías OMPEC y BS &B. Los valores obtenidos se muestran en la Tabla 2.1 del Anexo 8. De la revisión de la Tabla 2.1 se observa lo siguiente :

- a.- Para presiones de operación menores de 500 psi, los valores obtenidos con la ecuación (2.30) son muy parecidos a los obtenidos con las gráficas de la OMPEC.
- b.- Para presiones de operación mayores de 500 psi, los valores obtenidos con la ecuación (2.40) son casi iguales a los obtenidos con las gráficas de la OMPEC.
- c.- Los valores obtenidos con las gráficas de la compañía BS &B son de 15 a 24% más bajos que los otros procedimientos de cálculo

d.- La temperatura de flujo, es un factor que incide directamente en la capacidad de manejo de gas de los separadores, ya que al aumentar la temperatura disminuye la capacidad de proceso de gas cy vice versa. Este aspecto es - una gran limitación de los métodos gráficos ya que no especifican rangos de temperaturas para los cuales fueron obtenidas las gráficas. Tomando como temperatura base 75°F, - los valores obtenidos con las ecuaciones (2.30) y (2.40), tanto para altas como para bajas presiones, se aproximan más a los valores obtenidos con las gráficas de la OMPEC.

2.3.2.- CAPACIDAD DE SEPARACION DE LIQUIDOS

La capacidad de separación de líquidos de un separador vertical depende principalmente de las siguientes variables:

- a.- Altura del nivel del líquido en la sección de acumulación del separador.
- b.- Tiempo de retención.
- c.- Diámetro del separador.
- d.- Factor de volumen del aceite a las condiciones de operación.

a.- Altura del nivel del líquido (h)

La altura del nivel del líquido es directamente proporcional a la capacidad de manejo de líquidos del separador, Algunos autores recomiendan⁽⁵⁾ como práctica normal que la altura del nivel del líquido en la sección de acumulación no exceda de 1 a 3 veces el diámetro del separador aproximadamente, dependiendo del diseño exacto del dispositivo (es práctica común en separadores verticales utilizar como altura del nivel del líquido el tamaño del diámetro exterior del separador).

b.- Tiempo de retención del líquido (t_r)

El tiempo de retención es una forma indirecta de fijar la capacidad necesaria de un separador para manejar cierto volumen de líquido. Este es un parámetro importante porque para que exista una buena separación, se requiere de un tiempo suficiente para obtener buenas condiciones de equilibrio entre el líquido y la fase-gaseosa las condiciones de presión y temperatura de operación. El criterio básico de diseño para tiempos de retención de líquido en separadores ha sido determinado por número

sas pruebas de campo (15).

Los tiempos mínimos de retención recomendados en condiciones normales de operación son los siguientes:

Separación Gas-Aceite:

0 - 600 psi 1 minuto
 600 - 1100 psi50 segundos
 Mayores a 1100 psi,30 segundos

Separación a alta presión

de aceite-gas-agua ,,,,2 a 5 minutos

Separación a baja presión

de aceite-gas-agua5 a 10 min. a 100°F o más
 10 a 15 min. a 90°F
 15 a 20 min. a 80°F
 20 a 25 min. a 70°F

Si el aceite tiene tendencia a formar espuma es recomendable incrementar el tiempo de retención de 3 a 6 veces del que se requiere para manejar un aceite que no tiende a espumar.

c.- Factor de volumen del aceite (Bo).

Este parámetro juega también un papel importan

te en la determinación de la capacidad de ma-
nejo de líquidos de los separadores. Es un -
factor crítico debido a que ningún procedi-
miento de cálculo simula las condiciones rea-
les de separación por las siguientes causas ⁽⁸⁾.

1.- Los factores de volumen del aceite se ob-
tienen generalmente a partir de un análi-
sis PVT a la temperatura del yacimiento, -
la cual, difiere de las temperaturas de -
separación.

2.- Los factores de volumen del aceite gene-
ralmente se obtienen en laboratorio por -
un proceso de liberación diferencial, --
mientras que un sistema de separación ape-
nas se aproxima a un 98% de éste proceso
con seis etapas ⁽⁹⁾, disminuyendo la apro-
ximación al reducirse el número de etapas.

3.- Debido a los cortos tiempos de retención
y a la poca agitación de los fluidos en
el separador, no se alcanzan las condicio-
nes de equilibrio entre las fases, a la cual
sí se establece en laboratorio. Debido a
esto, el aceite en el separador está su-
persaturado y su factor de volumen es ma-
yor que aquel que se obtiene a las condi-

ciones de equilibrio.

Con las observaciones anteriores, se debe elegir el valor del factor de volumen calculado por -- el procedimiento que mejor simule las condi-- ciones reales de separación.

El volumen de líquido que puede manejar un separador vertical está dado por:

$$V_L = Axh = \frac{\pi D^2 h}{4} \dots \dots \dots (2.41)$$

Luego, el gasto de líquido que puede manejar un -- separador vertical a las condiciones estándar se-- rá:

$$Q_{Lcs} = \frac{V_L}{Bo t_r} = \frac{\pi D^2 h}{4 Bot_r} \dots \dots \dots (2.42)$$

- donde: Q_{Lcs} = Gasto de líquido (pie³/min. a c.s.)
- D = Diámetro interior del separador (pies)
- h = Altura del nivel de líquido (pies)
- t_r = Tiempo de retención (min)

Considerando que 1 Día = 1440 min y 1 Bbl = 5.615 pies³. el gasto de líquido en unidades de campo estará da do por:

$$Q_{Lcs} = 201.420 \frac{D^2 h}{Bot_r} \dots \dots \dots (2.43)$$

2.3.2.1.- Ejemplo de Aplicación.

De las correlaciones que existen para calcular las propiedades físicas de los flujos, la que mejor se aproxima a las condiciones reales de separación es la propuesta por Milton Vázquez y H. Dale Beggs⁽¹⁶⁾, misma que será empleada para efectos del presente trabajo.

El aspecto relevante de esta correlación, es la corrección del valor de la densidad relativa del gas de presión desconocida a una presión de operación de - - 100 psi.

Eligieron este valor de presión porque a través de sus pruebas experimentales observaron que representa mejor las condiciones reales de operación y proporciona menos error que la densidad relativa tomada de una muestra de gas con presión de separación desconocida.

Para el desarrollo de sus correlaciones -- efectuaron un análisis de regresión a - más de 5000 puntos obtenidos experimenta

talmente y los resultados fueron los siguientes:

a). Cálculo de la densidad relativa corregida.

$$SG_g = SG_{gp} \left[1. + 5.912 \times 10^{-5} (SG_o) \right.$$

$$\left. T \log \left(\frac{P}{114.7} \right) \right] \dots \dots \dots (2.44)$$

b). Cálculo de la relación de solubilidad (Rs)

Para efectos de cálculo de este parámetro dividieron el aceite de acuerdo a su densidad relativa en grupos, es decir, - para aceites de densidad relativamente menores de 30 °API y para mayores de 30°API, tal que:

$$Rs = C_1 SG_s P^{C_2} \exp (C_3 (SG_o/T (+460))$$

$$\dots \dots \dots (2.45)$$

Los valores de los coeficientes están dados por:

Coeficiente	SGo < 30°API	SGo > 30°API
C ₁	0,0362	0.0178
C ₂	1,0937	1.1870
C ₃	25,7240	23,9310

c). Cálculo del factor de volumen del aceite (Bo)

Debido a que este parámetro es dependiente del valor de la relación de solubilidad tomaron el mismo criterio, luego:

$$Bo = 1 + C_1 R_s + \frac{C_2 (T-60)}{SGs} SGo + \frac{C_3 (T-60)}{SGs} R_s SGo \quad (2.46)$$

Los valores de los coeficientes están dados por.

Coeficiente	SGo < 30°API	SGo > 30°API
C ₁	4,677 x 10 ⁻⁴	4,670 x 10 ⁻⁴
C ₂	1,751 x 10 ⁻⁵	1,100 x 10 ⁻⁵
C ₃	-1,811 x 10 ⁻⁸	1,337 x 10 ⁻⁹

donde:

Bo = Factor de volumen del aceite
(pie³/pie³).

P = Presión de operación (psia)

- R_s = Relación de solubilidad (pie^3/Bbl)
 SG_{gp} = Densidad relativa del gas obtenida a las condiciones de presión y temperatura de separación (promedio si son más de 3 etapas)
 SG_o = Densidad relativa del aceite ($^\circ\text{API}$)
 SG_s = Densidad relativa del gas (aire=1.0) para 100 psi de presión de separación
 T = Temperatura de operación ($^\circ\text{F}$)

Para los ejemplos siguientes se empleará esta correlación y los datos siguientes:

a.- Separadores de alta presión (mayores de 500 psi de P_d)

$$\begin{aligned}
 P_d &= 500 \text{ psi} & D_e &= 36 \text{ pg} & T_f &= 75^\circ\text{F} \\
 L &= 10 \text{ pies} & t_r &= 1 \text{ min.} & SG_o &= 35^\circ\text{API} \\
 h &= 3.0 \text{ pies} & P_f &= 500 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Aplicando los mismos conceptos anteriores (ecuaciones (2.34), (2.35) y (2.36)).

$$\begin{aligned}
 D &= 2.87382 \text{ pies} \\
 B_o &= 1.05176 \text{ (pie}^3/\text{pie}^3)
 \end{aligned}$$

Luego

$$Q_{Lcs} = 201.420 \times \frac{(2.87382) \times 3}{1.05176 \times 1}$$

$$Q_{Lcs} = 4\ 745 \text{ BPD}$$

b.- Separadores de baja presión

$$P_d = 125 \text{ psi} \quad D_e = 36 \text{ pg} \quad T_f = 60^\circ\text{F}$$

$$L = 10 \text{ pies} \quad t_r = 1.0 \text{ min} \quad SGO = 35^\circ\text{API}$$

$$h = 3.0 \text{ pies} \quad P_f = 100 \text{ psi}$$

De las ecuaciones (2.34), (2.35) y (2.36)

$$D = 2.96805 \text{ pies}$$

$$Bo = 1.00753 \text{ pie}^3/\text{pie}^3$$

$$Q_{Lcs} = 201.420 \times \frac{(2.96805)^2 \times 3}{1.00753 \times 1}$$

$$Q_{Lcs} = 5284 \text{ BPD}$$

Para las mismas condiciones del problema en sus casos a y b, los resultados obtenidos con la ecuación (2.43) y los proporcionados por las gráficas de la OMPEC son los siguientes

$$a.- Q_{Lcs} = 4745 \text{ BPD (ec. (2.43))}$$

$$Q_{Lcs} = 4750 \text{ BPD (OMPEC)}$$

$$b.- Q_{Lcs} = 5284 \text{ BPD (ec. (2.43))}$$

$$Q_{Lcs} = 5290 \text{ BPD (OMPEC)}$$

Como se puede observar, se tiene ~~isole~~ una diferencia de 0.1 % en ambos casos empleando los dos procedimientos.

2.4.0.- CALCULO DE LA CAPACIDAD DE MANEJO DE LOS SEPARADORES HORIZONTALES DE 2 FASES (BIFASICOS)

La capacidad de manejo de los separadores horizontales es un tema poco tratado en la literatura técnica, por lo complejo y laborioso que resulta la evaluación de algunos parámetros que intervienen en el proceso de cálculo. Se han dado algunas ecuaciones empíricas que dan resultados menos que razonables, mismas que deben ser ajustados con pruebas experimentales de campo, lo cual no siempre es posible, debido a las políticas de explotación y a las necesidades de consumo interno y/o externo.

De hecho, la mejor determinación de la capacidad se efectúa mediante un proceso gráfico. Las gráficas que se emplean son proporcionadas por las compañías que manufacturan los equipos de separación, tales como: OMPEC, BLACK & SIVALLS, NATCO y otras. La mejor aproximación analítica⁽²⁴⁾ a los valores obtenidos por el método gráfico se presenta y discute a continuación:

2.4.1.- CAPACIDAD DE SEPARACION DE GAS.

Para desarrollar una ecuación que nos permita obtener en forma confiable la capacidad de separación de gas se deben hacer dos suposiciones básicas, los cuales dependen del diseño específico del separador:

- 1.- La trayectoria de la partícula en la sección secundaria del separador forma un ángulo de 45° respecto a la horizontal, como se ilustra en la Figura 2.3.

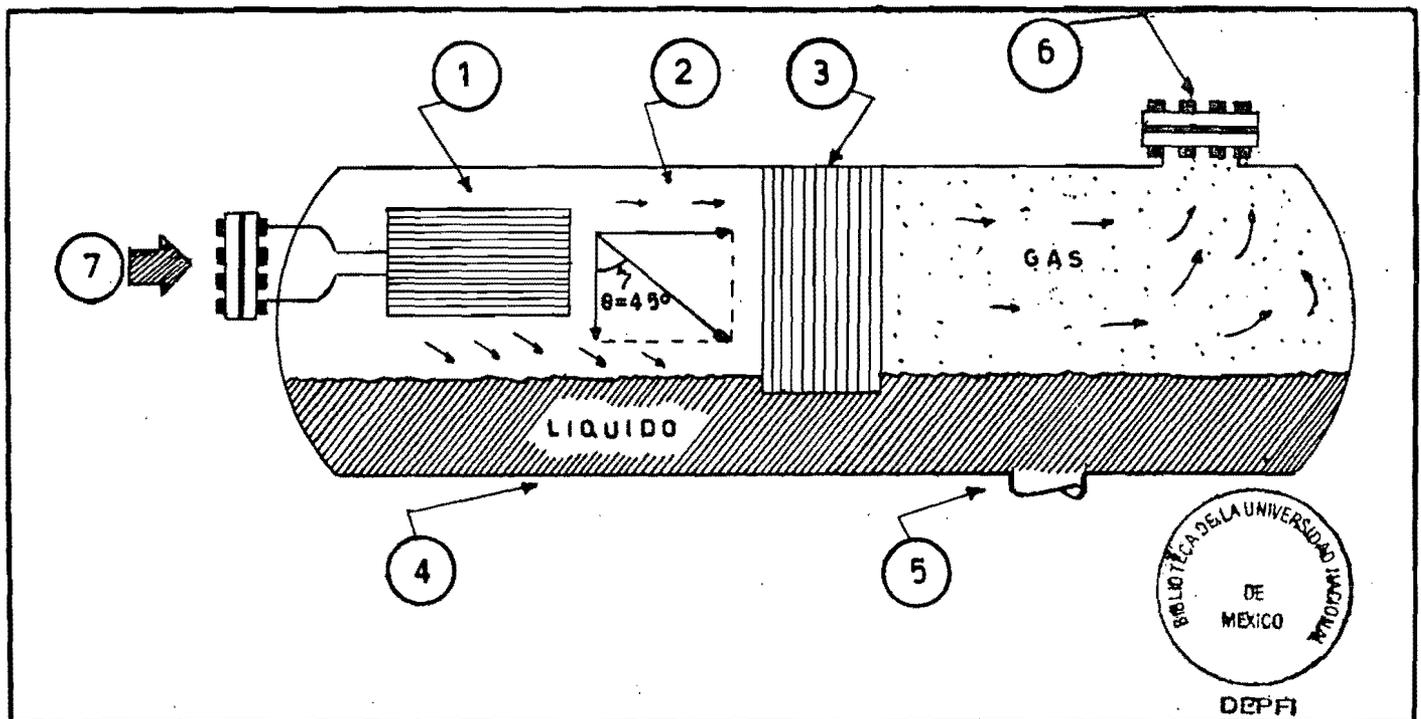


Fig. 2.3.- Diagrama de un separador horizontal donde se ilustra el ángulo de caída de la gota de líquido.

1. Sección de separación primaria
2. Sección de separación secundaria
3. Sección de extracción de niebla
4. Sección de almacenamiento de líquido
5. Salida de líquidos
6. Salida de gas
7. Entrada de la mezcla de fluidos

2.- La longitud de la sección secundaria de separación es igual a dos veces la diferencia entre el diámetro interior y la altura del nivel de líquido $2(D - h)$, como se ilustra a continuación:

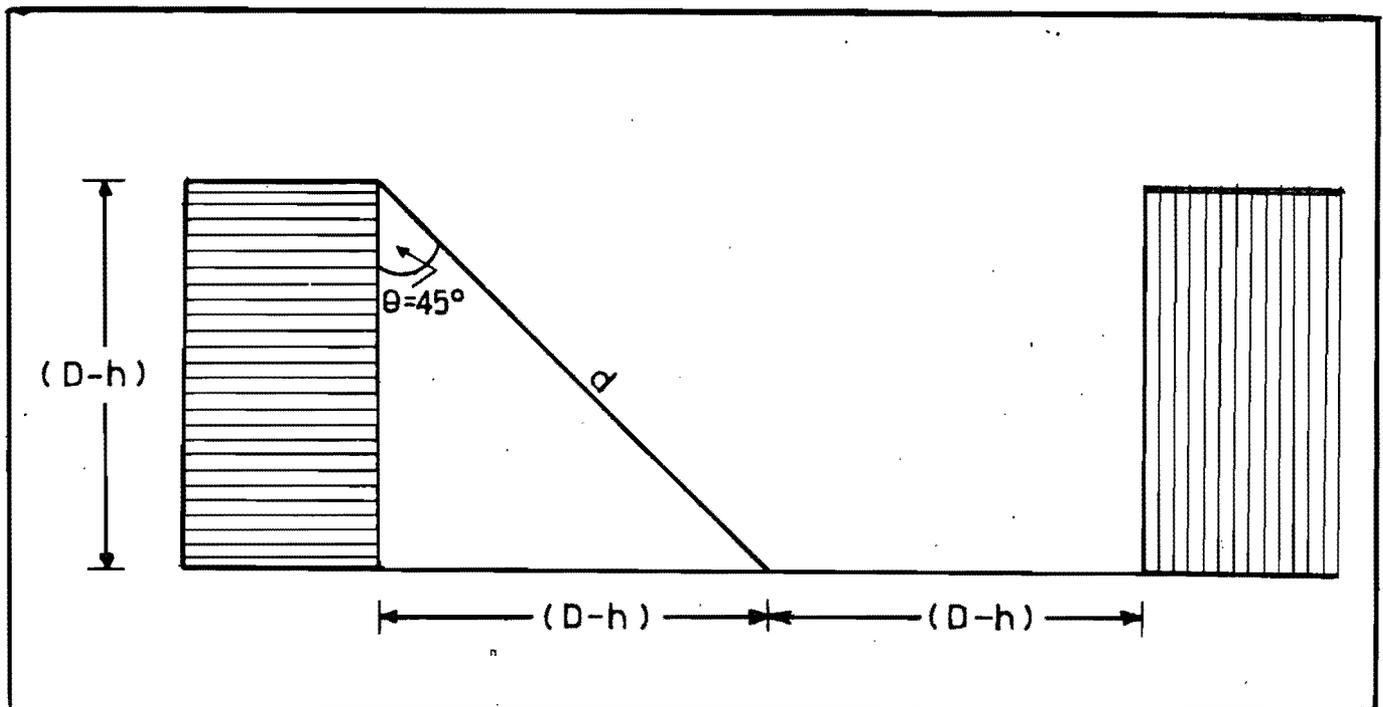


Fig. 2.4.- Diagrama que representa la distancia de separación entre la sección primaria y sección de extracción de niebla.

De la Figura 2.4 se infiere que la velocidad de asentamiento de las gotas de líquido (v_t) está dado por:

$$v_t = \frac{d}{tr} \dots \dots \dots (2.47)$$

pero

$$d = ((D-h)^2 + (D-h)^2)^{0.5} = (2(D-h)^2)^{0.5}$$

$$d = (2)^{0.5} (D-h) \dots \dots \dots (2.48)$$

substituyendo (2.48) en (2.47) se tiene:

$$v_t = \frac{2^{0.5}(D-h)}{tr} \dots \dots \dots (2.49)$$

Luego el tiempo de retención será

$$tr = \frac{2^{0.5}(D-h)}{v_t} \dots \dots \dots (2.50)$$

Por otra parte, la velocidad del gas en la sección de separación secundaria, cuya longitud es igual a dos veces la diferencia del diámetro menos el nivel del líquido está dado por:

$$V_g = \frac{2(D-h)}{tr} \dots \dots \dots (2.51)$$

Substituyendo el valor del tiempo de retención en la expresión anterior se tiene:

$$V_g = \frac{2(D-h)}{2^{0.5} (D-h)/V_t} = \frac{2 \cdot 2^{0.5}}{2^{0.5} \cdot 2^{0.5}} V_t$$

$$V_g = 2^{0.5} V_t \dots \dots \dots (2.52)$$

De la ecuación de continuidad:

$$Q_{gcf} = V_g A_f = 2^{0.5} V_t A_f$$

$$Q_{gcf} = 2^{0.5} V_t A_f \dots \dots \dots (2.53)$$

El área ocupada por el líquido en la sección de acumulación como se muestra en la figura 2.5 puede calcularse de la siguiente manera:

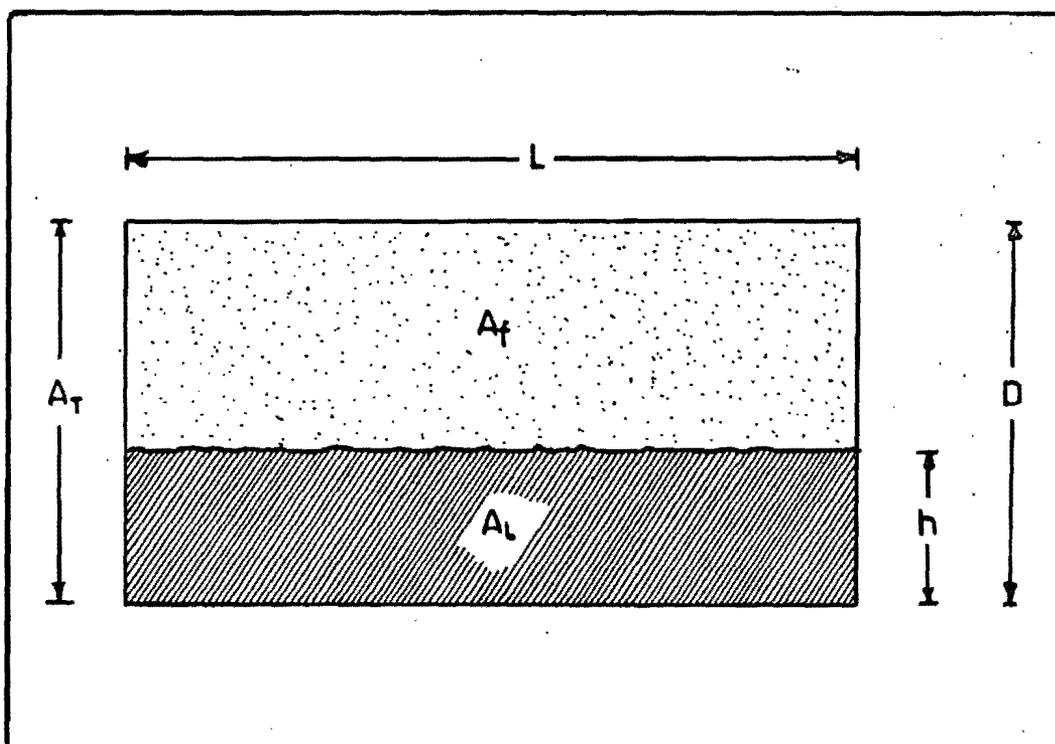


Fig. 2.5 Gráfica que ilustra el área de flujo del gas y el área ocupada por el líquido acumulado.

$$A_L = \frac{\pi D^2}{8} - \frac{\pi D^2}{4} \frac{\text{arc sen} \left(\frac{D - 2h}{D} \right) + \left(\frac{D}{2} - h \right)}{180} (Dh - h^2)^{0.5} \dots \dots \dots (2.54)$$

Luego el área de flujo del gas se puede calcular de la siguiente manera:

$$A_f = A_T - A_L \dots \dots \dots (2.55)$$

$$A_T = \frac{\pi D^2}{4} \text{ (Area de la base)} \dots \dots \dots (2.56)$$

Substituyendo (2.56) y (2.54) en la expresión (2.55) se tiene:

$$A_f = \frac{\pi D^2}{4} - \frac{\pi D^2}{8} + \frac{\pi D^2}{4} \frac{\text{arc sen} \left(\frac{D - 2h}{D} \right) + \left(\frac{D}{2} - h \right)}{180} (Dh - h^2)^{0.5} \dots \dots \dots (2.57)$$

$$A_f = \frac{\pi D^2}{8} + \frac{\pi D^2}{4} \frac{\text{arc sen} \left(\frac{D - 2h}{D} \right) + \left(\frac{D}{2} - h \right)}{180} (Dh - h^2)^{0.5} \dots \dots \dots (2.58)$$

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

$$\frac{P_s Q_{gcs}}{Z_s R T_s} = \frac{P_f Q_{gcf}}{Z_f R T_f}$$

$$Q_{gcs} = \frac{1}{Z_f} \frac{P_f}{P_s} \frac{T_s}{T_f} Q_{gcf} \dots (2.59)$$

Substituyendo la ecuación(2,53) en la(2,59) :

$$Q_{gcs} = \frac{1}{Z_f} \frac{P_f}{P_s} \frac{T_s}{T_f} 2^{0.5} V_t A_f \text{ (pie}^3\text{/seg)}$$

Considerando:

$$P_s = 14.7 \text{ psia}$$

$$T_s = 520^\circ\text{R}$$

$$1 \text{ Día} = 86400 \text{ seg.}$$

$$Q_{gcs} = 4.3223 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} V_t A_f \dots (2.60)$$

Por otra parte como se analizó en la introducción de este Capítulo, las funciones de cada una de los internos que componen el separador, en la sección primaria, se reduce considerablemente la velocidad de los fluidos, tal que en la sección secundaria, los valores del Número de Reynolds caen dentro de la porción recta de la Figura 2.2 ($N_{re} < 0.3$), de modo que:

$$f = \frac{24}{N_{re}} \dots (2.11)$$

Por tanto la velocidad de asentamiento toma la forma de la Ley de Stokes dada por la expresión (2.12)

$$V_t = \frac{gd_p^2 (P_p - P_g)}{18 \mu_g} \dots \dots \dots (2.12)$$

Substituyendo la ecuación(2.12) en la expresión - (2.60), queda de la siguiente manera:

$$Q_{gcs} = 4.3223 \times 10^6 g^{-1} d_p^2 \frac{(P_p - P_g)}{18 \mu_g} \frac{P_f}{Z_f T_f} A_f \dots \dots \dots (2.61)$$

Considerando que:

$$g = 32.174 \text{ pie/seg}^2 \text{ (Aceleración de la gravedad)}$$

$$d_p = 3.28 \times 10^{-4} \text{ pies (100 micras)}$$

$$Q_{gcs} = 0.8312 \frac{P_f}{Z_f T_f} \left(\frac{P_p - P_g}{\mu_g} \right) A_f \dots \dots (2.62)$$

La expresión(2.62) permitirá calcular la capacidad de proceso de gas de cualquier separador horizontal que reúna las características (o por lo menos parecidas) descritas al inicio del desarrollo de la ecuación 2.62.

2.4.1.1.- EJEMPLO DE APLICACION

Es conveniente señalar que en el procedimiento de cálculo, se deben tomar las mismas consideraciones que se citan en el punto 2.3.1.1. Otro aspecto relevante en el cálculo de la capacidad de manejo de los separadores horizontales es la -

cantidad de líquido que se acumula en el fondo del separador, ya que la capacidad de manejo del gas de un separador horizontal es proporcional - al área de la sección transversal disponible para el flujo de gas como se ilustra en la figura 2.5. Por tanto, el diámetro del separador y la altura del nivel del líquido controlan la capacidad de manejo del gas,

Modificando la longitud convencional (10 pies) de un separador horizontal no cambia en forma apreciable la capacidad de manejo del gas⁽⁵⁾, pero si se aumenta o disminuye $1/12$ avo la altura del nivel de líquido puede aumentar o disminuir respectivamente hasta un 14.75% la capacidad de manejo del gas del separador horizontal.

Este aspecto pone de relieve la versatilidad de este tipo de separadores ya que se ajusta al comportamiento caprichoso de los yacimientos petroleros y satisface las necesidades presentes y futuras.

Para propósitos de dimensionamiento de los separadores horizontales, la literatura técnica reporta⁽¹⁵⁾ que se puede tomar como altura de nivel de líquido normal $1/2$, $1/3$ y $1/4$ del diámetro exterior del separador, pero es más común emplear -

1/3 del diámetro exterior para propósitos prácticos y este mismo criterio se tomará en el desarrollo del presente trabajo.

PROBLEMA:

Se desea calcular la capacidad de manejo de gas de un separador horizontal, cuyas características son las siguientes:

DATOS:

$L = 10$ pies	$P_d = 1000$ psi
$D_e = 24$ pg (2.0 pies)	$SG = 0,65$
$P_f = 500$ psi	$SG_o = 0,8017$ (45°API)
$T_f = 75^\circ F$	$h = 8$ pg (0,6667 pies)
	$d_p = 100$ micras ($3,28 \times 10^{-4}$ pies)

SOLUCION:

a.- Cálculo de las propiedades del gas,

Empleando las mismas correlaciones del ejemplo de aplicación para separadores verticales se obtuvo:

$$Z_f = 0.9196 \text{ a } P_f \text{ y } T_f$$

$$P_g = 1.83807 \text{ Lbm/pie}^3$$

$$\mu_g = 7.8175 \times 10^{-6} \text{ Lbm/pie-seg}$$

$$P_L = 50.02606 \text{ Lbm/pie}^3$$

b.- Cálculo del diámetro interior (D)

Para las mismas condiciones anteriores y las ecuaciones (2.34), (2.35) y (2.36) se obtuvo:

$$t = 0.9926 \text{ pg}$$

$$D = 22.01448 \text{ pg}$$

c.- Cálculo del área de flujo (A_f)

De la ecuación (2.58):

$$A_f = \frac{\pi D^2}{8} + \frac{\pi D^2}{4} \frac{\text{arc sen} \left(\frac{D-2h}{D} \right) + \left(\frac{D}{2} - h \right)}{(Dh - h^2)^{0.5}}$$

Substituyendo valores,

$$A_f = \frac{3.14 \times (22.01448)^2}{8} + \frac{3.14 \times (22.01448)^2}{4} \frac{\text{arc sen} \left(\frac{22.01448 - 2 \times 8}{22.01448} \right) + \left(\frac{22.01448}{2} - 8 \right)}{(22.01448 \times 8 - 8 \times 8)^{0.5}}$$

$$A_f = 255.68634 \text{ pg}^2 \quad (1 \text{ pie}^2 = 144 \text{ pg}^2)$$

$$A_f = 1.7756 \text{ pies}^2$$

d.- Cálculo del gasto de gas a condiciones estándar (Q_{gcs})

Finalmente, substituyendo los valores del pro-

blema y los parámetros obtenidos, en la ecuación (2.62) se tiene:

$$Q_{gcs} = 0.8312 \frac{P_f}{Z_f T_f} \left(\frac{P_L - P_g}{\mu_g} \right) A_f$$

$$Q_{gcs} = 0.8312 \times \frac{514.7}{0.9196 \times 535}$$

$$\times \left(\frac{50.02606 - 1.83807}{7.8175 \times 10^{-6}} \right) \times 1.7756$$

$$Q_{gcs} = 9.51753 \text{ MMPCD}$$

Se puede observar que para las mismas condiciones del problema y los valores obtenidos con la ecuación (2.40), el separador horizontal puede manejar volúmenes ligeramente mayores que el separador vertical con similares especificaciones de diseño. Sin embargo; es importante recordar que toda comparación en este aspecto es relativo ya que dependerá siempre de la altura del nivel de líquido que se quiera manejar.

El criterio que debe prevalecer, para efectos de comparación, es el volumen de líquido que pueden manejar ambos dispositivos, desde éste punto de vista, para un mismo volumen de líquido a manejar, se puede afirmar en términos absolutos que los separadores horizontales manejan mayores vo

lúmenes de gas que los separadores verticales.

Para las mismas condiciones del problema, los -- valores obtenidos con la ecuación(2.62), las gráficas de la OMPEC y las gráficas de Black and -- Sivalls son los siguientes:

$$Q_{gcs} = 9.5 \quad \text{MMPCD (Ec. (2.62))}$$

$$Q_{gcs} = 9.0 \quad \text{MMPCD (OMPEC)}$$

$$Q_{gcs} = 17.0 \quad \text{MMPCD (BS \& S).}$$

Los separadores horizontales fabricados por la - compañía Black and Sivalls' aparentemente manejan mayores volúmenes de gas que los separadores fabricados por la compañía OMPEC, pero es importante tomar en cuenta las observaciones que se efectuaron anteriormente.

Para diferentes juegos de datos se calcularon las capacidades de manejo de gas con las ecuaciones - (2.62) gráficas de OMPEC y Black and Sivalls, los cuáles se muestran en la Tabla 2,2 del Anexo B.

De los resultados obtenidos se observa que:

a.- Los valores calculados con la ecuación(2.62) son ligeramente mayores que los obtenidos con las gráficas de la OMPEC, con un rango de variación de 0 - 2% para presiones de operación bajas y de 2 -10% para altas presiones de ope-

ración.

- b. Los valores calculados con las gráficas de la compañía Black and Sivalis para altas presiones de operación casi doblan a los obtenidos con la ecuación (2.62) y OMPEC. Para bajas presiones de operación las diferencias son substanciales, por lo que se deben tomar con mucha reserva los valores obtenidos con las gráficas de esta compañía.

2.4.2.- CAPACIDAD DE SEPARACION DE LIQUIDOS

Como se ilustra en la Figura 2.5, el área ocupada por el líquido en la sección de acumulación del separador horizontal está dado por:

$$A_L = \frac{\pi D^2}{8} - \frac{\pi D^2}{4} \frac{\text{arc sen}(D - 2h)}{180} \frac{D}{D} - \left(\frac{D}{2} - h \right) (Dh - h^2)^{0.5} \dots \dots \dots (2.54)$$

Por tanto, el volumen disponible para manejar el líquido que entra al separador será:

$$V_L = L A_L \dots \dots \dots (2.63)$$

Luego, el gasto de líquido, medido a condiciones estándar que el separador horizontal puede manejar, tomando en consideración los tiempos de re-

tención recomendados está dado por:

$$Q_{Lcs} = \frac{V_L}{Bo tr} \left[\frac{Pie^3}{min.} \right] \dots \dots (2.64)$$

Considerando

$$1 \text{ Día} = 1440 \text{ minutos}$$

$$1 \text{ Bbl} = 5.615 \text{ pies}^3$$

$$Q_{Lcs} = 256.456 \frac{A_L \times L}{Bo tr} \dots \dots (2.65)$$

2.4.2.1.- EJEMPLOS DE APLICACION

- a. Se desea calcular la capacidad de manejo de líquido de un separador horizontal cuyas características son las siguientes:

DATOS:

$L = 10 \text{ pies}$	$T_f = 60^\circ F$	Densidad = 35°API
$P_d = 125 \text{ psi}$	$tr = 1 \text{ min}$	$De = 24 \text{ pg}$
$P_f = 75 \text{ psi}$	$SG = 0.65$	$h = 8 \text{ Pg.}$

a.1.- Cálculo de las propiedades del líquido.

Aplicando las correlaciones mencionadas en la sección de separadores verticales, se obtiene:

$$Rs = 12.04574 \left(\text{pie}^3 / \text{Bbl} \right)$$

$$Bo = 1.00563 \left(\text{pie}^3 / \text{pie}^3 \right)$$

a.2.- Cálculo del diámetro interno del separador (D)

Empleando las ecuaciones (2.34), (2.35) y (2.36) se tiene:

$$t = 0.1278 \text{ pg}$$

$$D = 23.74441 \text{ pg}$$

a.3.- Cálculo del área ocupada por el líquido (A_L)

Substituyendo valores en la ecuación (2.54) se obtiene:

$$A_L = \frac{\pi D^2}{8} - \frac{\pi D^2}{4} \frac{\text{arc sen } (D - 2h)}{180} \left(\frac{D}{2} - h \right)$$

$$(Dh - h^2)^{0.5}$$

$$A_L = \frac{3.14 \times (23.7444)^2}{8} - \frac{3.14 \times (23.7444)^2}{4}$$

$$\frac{\text{arc sen } \left(\frac{23.7444 - 2 \times 8}{23.7444} \right) \left(\frac{23.7444 - 8}{2} \right)}{180}$$

$$(23.7444 \times 8 - 8 \times 8)^{0.5}$$

$$A_L = 131.11652 \text{ pg}^2 \quad (1 \text{ pie}^2 = 144 \text{ pg}^2)$$

$$A_L = 0.91053 \text{ pies}^2$$

a.4.- Cálculo del gasto de líquido a condiciones estandar (QLcs)

Finalmente, substituyendo valores y los pa-

rámetros obtenidos en la expresión(2.65):

$$Q_{LCS} = 256.456 \frac{A_L \times L}{B_o \text{ tr}}$$

$$Q_{LCS} = 256.456 \times \frac{0.91053 \times 10}{1.00563 \times 10}$$

$$Q_{LCS} = 2322 \text{ Bbl}$$

Para las mismas condiciones del problema, los valores obtenidos con la ecuación(2.65), las gráficas de la OMPEC y gráficas de la compañía Black and Sivalls, son los siguientes:

$$Q_{LCS} = 2322 \text{ Bbl (ec. (2.65))}$$

$$Q_{LCS} = 2350 \text{ Bbl (OMPEC)}$$

$$Q_{LCS} = 2320 \text{ Bbl (BS \& B)}$$

Como se observa, existe muy poca diferencia (1 %) entre los valores obtenidos con los diferentes métodos.

CAPITULO 3

REQUERIMIENTOS DE POTENCIA

3.1. INTRODUCCION

La selección de las condiciones de separación como se --
mencionó en los capítulos precedentes dependen, fundamental--
mente, de los objetivos de producción establecidos, dentro de
los cuales destaca los mínimos costos por compresión.

Este objetivo es de mucha importancia en aquellas bate--
rías donde se manejan fluidos producidos de yacimientos con -
aceite volátil, ya que los volúmenes de gas que provienen de
este tipo de yacimientos, son con frecuencia bastante eleva--
dos. Por otra parte, el aprovechamiento intensivo del gas na--
tural como combustible y fuente de energía, la creciente es--
tructura de precios tanto del gas como del petróleo, la satis--
facción de las especificaciones de diseño de las plantas de -
proceso y finalmente las distancias, por lo regular considera--
bles entre las baterías de separación y las plantas de trata--
miento de gas y petróleo, hacen indispensable la necesidad de
cierta energía adicional, la cuál es suministrada a través de
ciertas unidades generadoras de potencia.

El transporte de aceite y gas es un problema de gran --
importancia y su solución debe efectuarse con la mejor planifica--
ción en la fase de diseño, con un detalle muy minucioso que -
permita vencer cualquier contratiempo. El transporte de hi-

drocarburos en fase mixta puede presentar dificultades que se traducen en sistemas de operación que ofrecen menores posibilidades de capacidad de transporte al aumentar la pérdida de carga y la potencia necesaria. Estos factores inciden directamente en el aspecto económico.

Otra consideración importante que debe tomarse en cuenta durante la etapa productiva del campo, es el control de -- las condiciones operativas de las plantas de compresión y -- bombeo, el cual, se hace en función de la potencia entregada por los equipos. Reportes sistemáticos del estado de las líneas y las máquinas en funcionamiento permitirán programar el máximo rendimiento operativo con mínima potencia. Las unidades generadoras de potencia a que nos referiremos en este capítulo son: bombas y compresores, mismos que serán discutidos brevemente a continuación.

3.1.1. COMPRESORES

Un compresor dado puede ser analizado utilizando fórmulas adiabáticas, poli trópicas e isotérmicas. En los años recientes, las compañías fabricantes de compresores centrífugos y de flujo axial las diseñan para que sean analizadas con fórmulas politrópicas⁽²⁵⁾. Estas máquinas operan esencialmente a una carga y eficiencia politrópica constantes, en cambio las fórmulas adiabáticas, corregidas por eficiencia, son ampliamente utili-

zadas para los compresores reciprocantes.

Sin embargo; la mayor parte de los compresores a escala industrial se aproximan a la operación adiabática⁽²⁵⁾. Por esta razón, la eficiencia adiabática es teóricamente más útil que cualquier otro tipo de eficiencia ya sea - politrópica o isotérmica.

La eficiencia adiabática (E_a) se define como el cociente que resulta de dividir la potencia teórica o isotrópica entre la potencia transmitida al gas tal que:

$$E_a = \frac{IHP}{GHP}$$

La eficiencia mecánica (E_m) se define como el cociente - que resulta de dividir la potencia transmitida al gas en tre la potencia al freno, tal que:

$$E_m = \frac{GHP}{BHP}$$

La eficiencia adiabática total (E_{at}), se define como el cociente que resulta de dividir la potencia teórica en-- tre la potencia al freno, tal que:

$$E_{at} = \frac{IHP}{BHP} = E_a \times E_m$$

La eficiencia adiabática total puede ser obtenida con -- muy buen grado de exactitud de la Figura 3.2

3.2.1.- TIPOS DE COMPRESORES

Los principales tipos de compresores utilizados en la industria petrolera son:

- a.- Reciprocantes
- b.- Centrífugos
- c.- De flujo axial

En forma adicional se puede mencionar a los compresores rotatorios que son empleados para servicios especiales.

Los límites generalmente aplicados para la operación de los principales tipos de compresores mencionados, basados en la práctica cotidiana, es la que se muestra a -- continuación (Fig. 3.1)

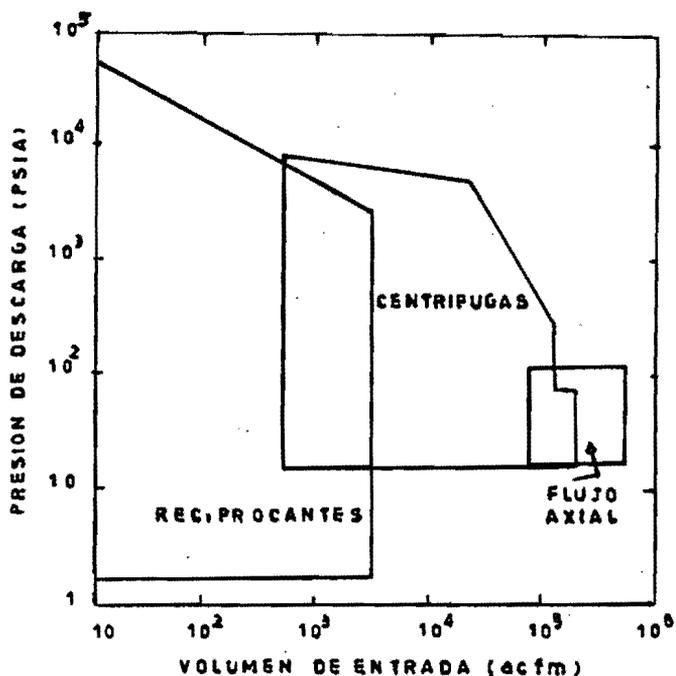


FIG. 3.1 RANGO APROXIMADO DE APLICACION PARA COMPRESORES RECIPROCANTE, CENTRIFUGOS Y DE FLUJO AXIAL.²⁵

A.- COMPRESORES RECIPROCANTES

Este tipo de compresores se consideran aplicables - cuando los volúmenes de entrada a condiciones de flujo son menores o iguales a 3000 MPC.

Es decir que son diseñados para manejar bajos volúmenes de gas y altas presiones de operación. La máxima relación de compresión por etapa varía aproximadamente de 3:1 a 4:1. Mayores valores de relaciones de compresión pueden disminuir la eficiencia volumétrica y mecánica e incrementar los esfuerzos mecánicos. La temperatura de salida también limita la relación de compresión y no debe ser mayor de 350 a 400°F, que es el límite de diseño mecánico de las unidades.

Los compresores reciprocantes tienen más partes en movimiento y, por tanto, tienen menor eficiencia mecánica que los centrífugos.

La eficiencia adiabática total (Eat) varía con la relación de compresión como se observa en la Figura -- 3.2 , de donde se pueden obtener valores con muy buen grado de exactitud. Sin embargo; el rango de variación normal es de 0.72 - 0.82, por lo que se puede tomar un valor promedio de 0.75 para estimar rápidamente la eficiencia adiabática total.

Los compresores recíprocos son los más comúnmente utilizados en la industria del gas.

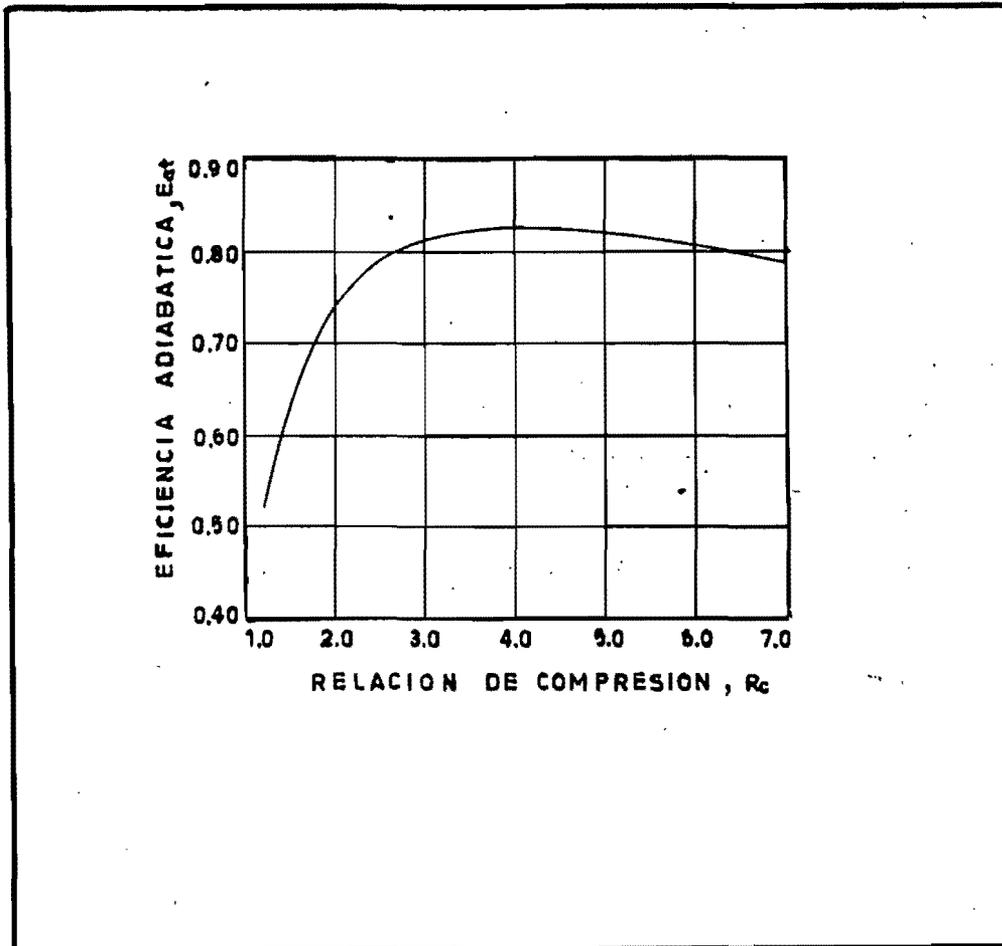


Fig. 3.2. Eficiencia del compresor
(Katz y Col.⁽²⁶⁾)

B.- COMPRESORES CENTRIFUGOS

Este tipo de compresores son aplicables en procesos - donde se manejan volúmenes de entrada de gas a condi-

ciones de flujo del orden 500 a 200 ,000 MPC y rangos de presión de descarga de 20 a 10,000 psia, es decir, manejan mayores volúmenes de gas y menores presiones que los compresores reciprocantes.

Estos compresores comprimen el gas o aire utilizando una fuerza centrífuga, donde el trabajo es proporcionado al gas por un rotor. El gas es descargado con una velocidad alta a un difusor, donde la velocidad es reducida y su energía cinética es convertida a presión estática. Los compresores centrífugos tienen pocas partes en movimiento (únicamente el eje y el rotor). Por esta razón los costos por lubricación y mantenimiento son bastante bajos. Tienen habilidad de descarga o entrega continua, sin variaciones cíclicas, y el enfriamiento por agua es normalmente innecesario por su baja relación de compresión y pequeñas pérdidas por fricción. El límite usual de temperatura es de 400 a 450°F, estos rangos son bajos porque los compresores centrífugos tienen diafragmas entre los rotores que son muy sensibles a la temperatura.

La eficiencia politrópica (E_p), es ampliamente utilizada para describir el comportamiento tanto de los compresores centrífugos como los de flujo-axial. Este tipo de eficiencia suficientemente exacta para -

propósitos de estimación se muestra en la Figura 3.3.

La eficiencia politrópica puede variar con la velocidad, diseño del rotor, relación de compresión y otros factores.

Los cálculos de potencia, carga politrópica y temperatura de descarga pueden ser efectuados empleando ecuaciones politrópicas.

Tanto los compresores reciprocantes como los centrífugos son ampliamente utilizados en la industria del gas.

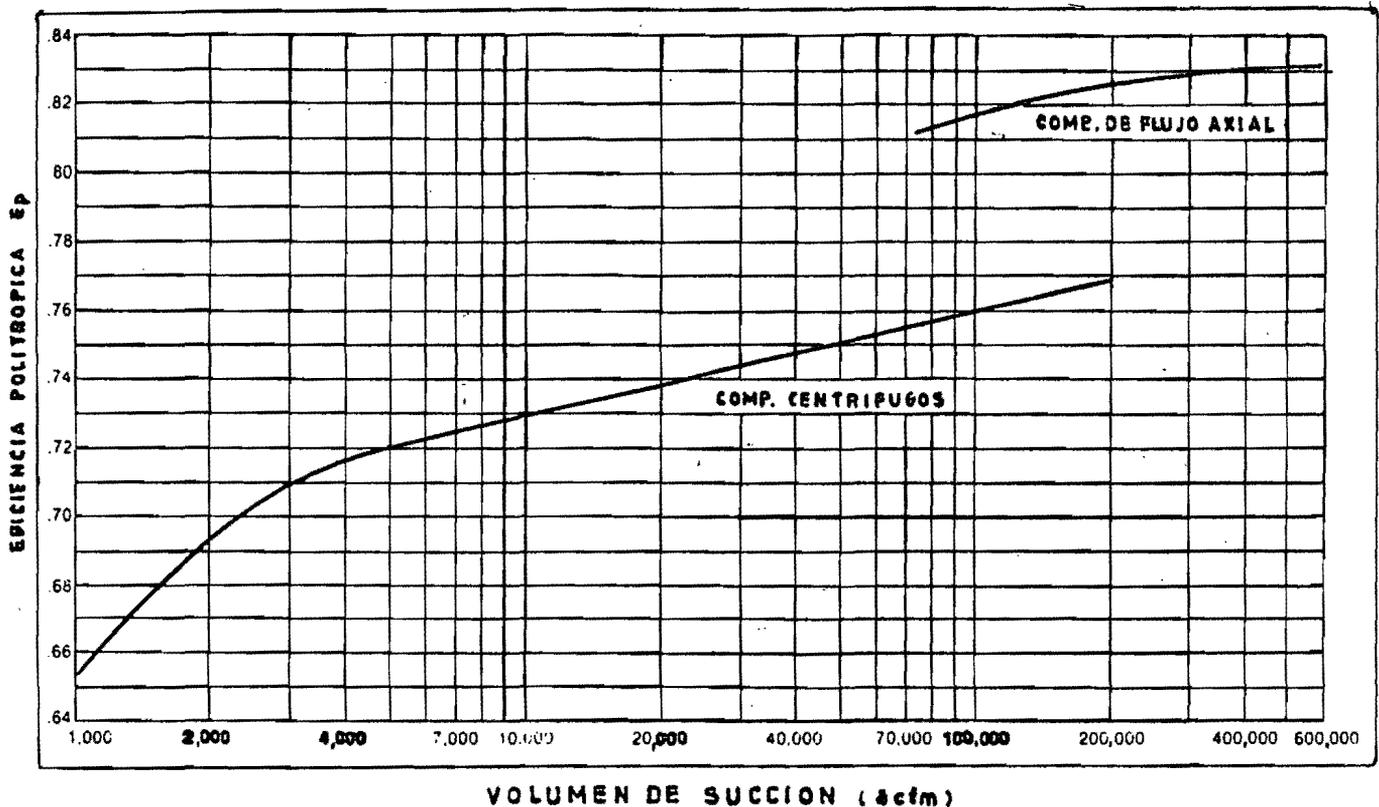


FIG. 3.3 EFICIENCIA POLITROPICA APROXIMADA PARA COMPRESORES CENTRIFUGOS Y DE FLUJO AXIAL

C.- COMPRESORES DE FLUJO-AXIAL

Estos compresores son más eficientes que los centrífugos, son de alta capacidad pero trabajan con muy bajas presiones de descarga, factor que la acondiciona a usos muy limitados. Los axiales son generalmente utilizados para comprimir aire o gases limpios no corrosivos porque son más susceptibles a depósitos, corrosión y erosión que los centrífugos.

La máxima relación de compresión por etapa está limitada por la temperatura de salida (600°F aproximadamente).

Como se aprecia en la Figura 3.1, por encima de 75,000 MPC los compresores axiales están usualmente limitados a una presión de salida de 130 psia.

Por estas características este tipo de compresores son poco utilizados en la industria del gas.

3.1.3. CRITERIOS DE SELECCION.

Algunos compresores, como los centrífugos han ganado gran popularidad en años recientes por su amplia variedad de aplicaciones. Algunas de las razones principales que motivan el uso de los compresores centrífugos antes que los reciprocantes en las plan

tas de proceso de hidrocarburos son las siguientes⁽²⁵⁾:

a.- Aspecto ambiental.

Ocupan menos espacio, operan con mínima atención y son más silenciosos.

b.- Menor costo de operación.

Pueden trabajar ininterrumpidamente de 12 a 30 - meses sin reparaciones mecánicas. Los costos de mantenimiento son aproximadamente una tercera -- parte de los costos de operación de un compresor.

c.- Menores inversiones iniciales.

Los costos de una turbo-impulsora son más bajos que un motor con engranaje reductor o una turbina de vapor. El costo de tales impulsores y compresores centrífugos es aproximadamente igual al mínimo costo del tipo de compresores reciprocantes - accionados por motores sincrónicos para una potencia del orden de 2500 hp.

En el campo de la explotación de yacimientos, sobre - todo en aquellos que se inyecta gas para mantener la presión del yacimiento, se prefieren los reciprocantes a los centrífugos porque permiten manejar altas - presiones de descarga. Si se requiere manejar gran--

des volúmenes de gas con moderada presión de descarga, son preferidos los compresores centrífugos antes que los reciprocantes. En la selección de los nuevos -- equipos de compresión, el ingeniero de producción - debe considerar cada uno de los siguientes factores⁽²⁷⁾.

- 1.- Costo estimado de inversión
- 2.- Costo anual estimado de operación y mantenimiento
- 3.- Eficiencia relativa de combustible
- 4.- Incremento de los costos de operación y mantenimiento sobre la vida útil del equipo.
- 5.- Incremento de los costos de combustible sobre la vida útil del proyecto
- 6.- Requerimientos específicos o limitaciones de cada aplicación.

Por tanto, la decisión del ingeniero de producción o del ingeniero de diseño debe basarse primariamente en el aspecto económico, con las consideraciones necesarias para cada tipo de instalación y sus respectivas limitaciones operacionales para cada aplicación específica.

3.1.4.-BOMBAS

Existe una gran variedad de bombas utilizadas en las operaciones de producción, pero todas ellas pueden -

ser catalogadas en dos grandes grupos: las centrífugas y las de desplazamiento positivo que incluyen -- las bombas reciprocantes y las rotatorias.

- 1.- Las centrífugas o de tipo dinámico, incluyen el tipo centrífugo propiamente dicho, las de hélices y otras.

Estas bombas dinámicas imparten energía de velocidad al líquido. Esta energía de velocidad es convertida a energía de presión tan pronto sale el líquido del rotor y va a través de una espiral estacionaria o caja de difusión.

Todas estas bombas tienen la característica de - que el volumen de flujo varía en función de la - presión, o en otras palabras, la presión producida depende del volumen de flujo.

Este tipo de bombas manejan grandes volúmenes a presiones moderadas.

- 2.- Las bombas de desplazamiento positivo incluyen las de tipo pistón, tornillo y otras.

La mayor parte de estas bombas funcionan mecánicamente y tienen un desplazamiento positivo, es

decir cada revolución o ciclo de funcionamiento desplaza un volumen determinado, impartiendo energía - al líquido.

Este tipo de bombas manejan bajos volúmenes pero a altas presiones.

En la selección del tipo de bomba a ser utilizada para cualquier aplicación en las operaciones de producción, se deben considerar primariamente las característi--cas de los diferentes tipos de bombas. Estas características son brevemente explicadas a continuación.

3.1.4. TIPOS DE BOMBAS

A). Bombas Reciprocantes

Estas bombas pueden ser de acción directa, dia--fragma o de potencia.

Las bombas de potencia pueden ser de tipo pistón o émbolo. Dependiendo del número de émbolos utilizados, las bombas pueden ser clasificadas en -dúplex, tríplex, quíntuplex, etc.

La descarga de las bombas reciprocantes depende únicamente de la velocidad. Su comportamiento no es afectado por los cambios de viscosidad y densidad de los líquidos que se manejan, se adaptan mem

por a las descargas severas y altas cargas. Su principal desventaja es que su comportamiento es menos que satisfactorio cuando el líquido contiene sólidos en suspensión y el diseño del sistema de succión para el NPSH apropiado es crítico.

Estas bombas son normalmente empleadas en los servicios de glycol para producir altas cargas con bajos volúmenes de líquidos.

B) BOMBAS ROTATORIAS

La capacidad teórica de estas bombas dependen principalmente de la velocidad de operación. Su volumen de entrega es disminuída por el resbalamiento, es decir, por el escurrimiento del líquido de la descarga de la bomba a través del espacio libre de trabajo, contra el lado de la succión. Este resbalamiento incrementa con el aumento de la presión diferencial y con la disminución de la viscosidad, por lo que, su uso es más apropiado para fluidos de alta viscosidad. La presión de descarga de estas bombas es esencialmente independiente de la capacidad, son capaces de desarrollar altas presiones con un by-pass de seguridad en la descarga, manejan líquidos con un amplio rango de viscosidades.

Debido a que tienen pocas partes en movimiento son

más económicas y ofrecen más ventajas que las reciprocantes pero no son adaptables a manejar líquidos con sólidos en suspensión ni líquidos no lubricantes.

B) BOMBAS CENTRIFUGAS.

Estas bombas manejan altos volúmenes de líquido y son muy eficientes, las de multietapa son capaces de operar contra altas cargas, son de simple construcción con un mínimo de componentes, lo cual hace que sus costos de mantenimiento sean bastante bajos.

Las bombas centrífugas incrementan indirectamente la presión al aumentar la energía cinética del líquido. Esta energía cinética (velocidad) es entonces reducida y convertida en energía interna, la cual es reflejada por un incremento en presión. Son más ampliamente utilizadas en las operaciones de producción por su adaptabilidad a cualquier servicio.

Las limitaciones más importantes de estas bombas son las siguientes:

- a). No son eficientes cuando manejan bajos volúmenes contra altas cargas.

- b). No pueden manejar fluidos viscosos, el límite superior de viscosidad está entre 1000 y 3000 SSU.
- c). No pueden ser utilizadas para manejar diferentes líquidos contra diferentes cargas, porque su capacidad depende de la carga, viscosidad y densidad relativa del líquido que maneja.

3.1.6. CRITERIOS DE SELECCION

Al elegir una bomba apropiada para un uso determinado, deben tenerse en cuenta numerosos factores, tal como: tipo, diseño, construcción, materiales de que está construida, funcionamiento, rendimiento, costos iniciales de operación, mantenimiento, servicio y flexibilidad de operación.

La tendencia actual de las compañías manufactureras es la de fabricar bombas de hierro colado, material que los abarata y permite dar servicios satisfactorios en un gran número de usos. Sin embargo, con el uso, el hierro colado puede resultar costoso, como sucede cuando se requiere resistencia a la abrasión y corrosión; en tal caso, el ahorro inicial lo anulan las reparaciones y el mantenimiento.

Al evaluar costos iniciales de funcionamiento y de mantenimiento, no sólo debe examinarse el tipo de bomba, sino también el mecanismo o combustible que las mueve. La mayoría de las bombas requieren velocidades variables de bombeo para las diferentes capacidades y éstos dispositivos de velocidad variable pueden ser tanto o más costosos que la instalación y mantenimiento de la bomba misma.

La flexibilidad de operación se logra disponiendo de un cierto número de unidades, de tal forma -- que permitan operar únicamente a aquellas que se necesiten para mantener los volúmenes requeridos y al mismo tiempo asegurar la continuidad de operación, sobre todo en aquellos casos en que se -- presenten dificultades mecánicas o que se necesite cumplir el programa de mantenimiento usual.

No existe un criterio único para la selección del equipo de bombeo adecuado; cada solución tiene -- que ser estudiada por mérito propio y dedicando -- especial atención a los requerimientos específi-- cos o a sus limitaciones.

3.2. REQUERIMIENTOS DE POTENCIA PARA COMPRESORES.

El objeto de comprimir es el de entregar el gas a una -- presión mayor de la que originalmente tenía. De esta ma-

nera, cualquier máquina que incrementa la presión de un gas debe ser llamado compresor. Las estaciones de compresión son dimensionados por los hps requeridos para comprimir un gas a unas condiciones dadas, tal como: localización, presión, temperatura y calidad del gas (la calidad se refiere al grado de pureza del gas, es decir qué tan seco y libre de impurezas está).

CONDICIONES BASE PARA COMPRIMIR UN GAS.

Para determinar las hp requeridos para comprimir un gas, se requieren conocer dos conjuntos de datos:

- a.- Propiedades físicas y termodinámicas del gas que va a ser comprimido.
- b.- Condiciones bajo las cuales se va a efectuar la -- compresión.

A.- Propiedades Físicas y Termodinámicas

Estas propiedades se determinan del análisis de una muestra de gas a las condiciones de succión del compresor o empleando una ecuación de estado que determina las características volumétricas del gas y su composición simultáneamente a partir de cálculos flash a las condiciones de separación, como se explicó ampliamente en el primer capítulo.

Del análisis anterior se evalúan las siguientes propiedades:

- a.- Peso molecular de la mezcla de gas (PM).
- b.- Densidad relativa del gas (SG).
- c.- Factor de compresibilidad (Z).
- d.- Densidad másica o peso específico de la mezcla
- e.- Volumen específico ($v = 1/\rho$)
- f.- Relación de calores específicos ($k = C_p/C_v$)

B.- Condiciones de Compresión

B.1.- Temperatura del gas.

La temperatura del gas que va a ser comprimido es normalmente considerada 5°F menor ⁽²³⁾ - que la temperatura fluyente del gas, debido a la expansión del gas del separador.

En una compresión adiabática, todo el trabajo aparece como energía en el gas comprimido, de tal forma que la temperatura del gas comprimido puede incrementarse y este incremento -- puede obtenerse por medio de la siguiente expresión:

$$T_D = T_S (R_C^{k-1}/k) \dots \dots \dots (3.1)$$

Donde:

T_D = Temperatura de descarga ($^{\circ}R$)

T_S = Temperatura de succión ($^{\circ}R$)

R_C = Relación de compresión

k = Relación de calores específicos a -
la temperatura de succión.

b.- Presión

Conociendo la presión de succión y de --
descarga, la presión media puede calcularse
se como sigue:

$$P_m = \frac{2}{3} \left(\frac{P_1 + P_2}{1} - \frac{P_1 \times P_2}{P_1 + P_2} \right) \dots (3.2)$$

donde: P_m = Presión media (psia)

P_1 = Presión de succión (psia)

P_2 = Presión de descarga (psia)

Se debe tomar en cuenta todas las caídas
de presión tanto a las condiciones de succión
ción como a las condiciones de descarga,
aunque sean parte misma de la eficiencia -
de compresión.

c.- Relación de Compresión (Rc)

Es la relación de la presión absoluta de descarga entre la presión absoluta de succión y se define en la siguiente forma:

$$Rc = \frac{P_D + \Delta P_D}{P_S - \Delta P_S} \dots \dots (3.3)$$

donde: Rc = Relación de compresión

P_D = Presión de descarga en la línea (psia).

P_S = Presión de succión en la línea (psia).

ΔP_D = Caída de presión en la línea de descarga del compresor (psi)

ΔP_S = Caída de presión en la línea a las condiciones de succión (psi)

d.- Eficiencia

La eficiencia representa todos los cambios que tienen lugar durante el proceso de compresión, constituyen pérdidas irreversibles debido a la fricción mecánica, fricción del fluido, pérdidas de presión y gas, diferencias de temperatura y otros.

La eficiencia de trabajo o potencia se define por medio de la siguiente expresión:

$$\text{Eficiencia} = \frac{\text{Potencia teórica}}{\text{Potencia al freno}} \quad . . (3.4)$$

de donde:

$$\text{Potencia al freno} = \frac{\text{Potencia teórica}}{\text{Eficiencia}} \quad . (3.5)$$

En la industria petrolera se utilizan muchos términos para diferentes grupos de eficiencias tal como: eficiencia mecánica, eficiencia dinámica, eficiencia hidráulica, eficiencia de compresión, etc. La eficiencia adiabática varía con la relación de compresión y se puede determinar con muy buen grado de exactitud de la Figura 3.2, sin embargo, para propósitos del presente trabajo se tomará un valor promedio de 0.75 y el cual es normalmente recomendado en la literatura técnica (23).

3.2.1. MÉTODOS DE CÁLCULO

Como se mencionó en la parte inicial de este capítulo, la mayor parte de los compresores a escala industrial se aproximan a la operación adiabática, por tanto, es más útil discutir y

concentrar la atención en las ecuaciones adiabáticas. Existen muchos métodos para calcular la potencia teórica requerida para comprimir un gas, sin embargo; por conveniencia y facilidad de cálculo, se pueden conjuntar las que existen en tres grupos de ecuaciones principales:

- a.- Ecuaciones que emplean gasto másico y carga.
- b.- Ecuaciones que utilizan el volumen de entrada referido a las condiciones de escurrecimiento (ampc)
- c.- Ecuaciones que emplean el volumen de entrada referido a las condiciones estandar (MMPCD).

A.- Ecuaciones que emplean gasto másico y carga.

La potencia teórica requerida, empleando conceptos de gasto másico y carga está dada por la siguiente expresión:

$$hp = \frac{W \times H}{33,000} \dots \dots \dots (3.6)$$

donde: W = Gasto másico (lbm/min)

H = Carga (Lb-pie/Lb)

a.- Cálculo del gasto másico

Si el gasto está referido a condiciones estándar, entonces se debe también referir la densidad del gas a las mismas condiciones.

luego:

$$W = \frac{Q \times \rho}{1440} \dots \dots \dots (3.7)$$

donde: W = Gasto másico en (Lbm/min)

Q = Volumen de gas (pie³/dia)

ρ = Densidad del gas (Lb/pie³)

b.- Cálculo de la carga

La carga de compresión se define como la entalpía que es agregada al gas por el compresor. Esta carga es una medida de la densidad de energía impartida a la corriente de gas - por el compresor y es calculada de la siguiente manera:

$$H = \frac{Z_s \times R \times T_s}{PM} \times \frac{k}{k-1} \times (R_c \cdot \frac{k-1}{k} - 1) \dots (3.8)$$

donde: H = Carga (Lb-pie/lb)

K = Relación de calores específicos

PM = Peso molecular (Lb/Lb-mole)

R = Constante universal de los gases

(1545 Lb-Pie/Lb-mol°R)

Rc= Relación de compresión

Ts= Temperatura a las condiciones de suc
ción (°R)

Zs= Factor de compresibilidad a las condi
ciones de succión.

En forma adicional, como un caso particular, se puede señalar que la expresión(3.8) puede también ser empleada para calcular la carga politrópica substituyendo únicamente el exponente adiabático por el politrópico de la siguiente manera:

$$H = \frac{Z_s \times R \times T_s}{P_M} \times \frac{n}{n-1} \times (Rc^{\frac{n-1}{n}} - 1) \dots (3.8')$$

donde: $(n-1)/n = m =$ Exponente politrópico.

El exponente politrópico m puede ser calculado a partir de la relación de calores específicos (k) y empleando la eficiencia politrópica de la siguiente manera:

$$m = \frac{1}{E_p} \left(\frac{k-1}{k} \right)$$

$$E_p = \left(\frac{k-1}{k} / \frac{n-1}{n} \right)$$

$$n = \frac{1}{1 - \frac{1}{E_p} \left(\frac{k-1}{k} \right)} \dots \dots \dots (3.8")$$

Conociendo el volumen de gas a manejar, se puede determinar rápidamente la eficiencia politrópica de la Figura 3.3 y con el valor de la relación de calores específicos se puede determinar fácilmente el exponente y la carga politrópica, respectivamente.

Es conveniente señalar que algunos autores toman un valor promedio del factor de compresibilidad entre las condiciones de entrada y salida. Un buen factor de corrección para el factor de compresibilidad puede determinarse empleando $(Z_1 + Z_2)/2 Z_1$ (23).

Se puntualiza este aspecto porque el valor del factor de compresibilidad incide directamente en la potencia calculada ya que un aumento o disminución del factor de compresibilidad entre las condiciones de entrada y salida puede aumentar o disminuir los requerimientos de potencia.

B. Ecuaciones que emplean el volumen de gas a las condiciones de escurrimiento.

La potencia requerida se calcula mediante la si

guiente expresión:

$$h_p = \frac{P_s \times V_s}{229} \times \frac{k}{k-1} \times (R_c^{\frac{k-1}{k}} - 1) \dots (3.9)$$

donde:

P_s = Presión a las condiciones de succión
(psia)

V_s = Volumen de gas a condiciones de escurri-
miento (pie^3/min)

a.- Cálculo del volumen a las condiciones de
succión (V_s)

$$V_s = \frac{W}{\rho_s} \dots \dots \dots (3.10)$$

donde: ρ_s = Densidad del gas a las condicio-
nes de succión (lb/pie^3)

Otra forma de calcular el volumen a las condi-
ciones de succión es la siguiente:

$$V_s = \frac{Q}{1440} \times \frac{P_B}{P_s} \times \frac{T_s}{T_B} \times Z_s \dots \dots \dots (3.11)$$

donde:

V_s = Volumen de gas a las condiciones de
succión (pie^3/min).

P_B = Presión a las condiciones estandar
(14.73 psia)

PS = Presión a las condiciones de succión
(psia)

Q = Volumen de gas a condiciones estándar
(PCD)

TB = Temperatura a las condiciones estándar
(520°R)

TS = Temperatura a las condiciones de succión
(°R)

Zs = Factor de compresibilidad a las condiciones de succión.

c.- Ecuaciones que emplean el volumen de gas a las condiciones estándar.

Este grupo de ecuaciones son las más empleadas por su simplicidad y rapidéz de cálculo. Los requerimientos de potencia pueden ser obtenidos por cualquiera de las 3 ecuaciones que se presentan y en donde el gasto se expresa en MMPCD:

$$h_p = 0.005836 \times Q \times P_B \times T_S \times Z_s \times \frac{k}{k-1} \times \frac{k-1}{k} \times (R_C - 1) \dots \dots \dots (3.12)$$

$$h_p = 0.08531 \times Q \times T_s \times \frac{k}{k-1} \times (R_C \times \frac{Z_s \times k-1}{k} - 1) \dots \dots \dots (3.13)$$

$$hp = 44.5 \times Q \times \frac{k}{k-1} \times (RC^{\frac{k-1}{k}} - 1) \dots \dots \dots (3.14)$$

3.2.2. Ejemplo de Aplicación

Se requiere conocer los requerimientos de potencia para comprimir el gas que sale de un separador operado con una presión de 715 psia y a una temperatura de 60°F la presión requerida de descarga para satisfacer las velocidades de transporte es de 2515 psia. La composición de la mezcla de gas que se obtuvo de un análisis a las condiciones de succión y otros datos de interés se listan a continuación:

DATOS:

Presión de succión = 715 psia
 Presión de descarga = 2515 psia
 Presión base = 14.73 psia
 Temp. de succión = 60°F
 Temp. ambiente = 95°F
 Temp. base = 60°F
 Volumen de gas = 60 MMPCD
 Caída de presión en la tubería de succión = 5 psi
 Caída de presión en la tubería de descarga = 5 psi

Composición del Gas

Componente	% Mol.
CO ₂	1.24
N ₂	0.50
CH ₄	91.53
C ₂ H ₆	5.00
C ₃ H ₈	1.21
iC ₄ H ₁₀	0.12
nC ₄ H ₁₀	0.10
iC ₅ H ₁₂	0.20
nC ₅ H ₁₂	0.10
C ₆ H ₁₄	Trazas
Total	100.00

1.0.- Cálculo de las propiedades físicas y termodinámicas

1.1. Cálculo del peso molecular de la mezcla de gas (PM)

Este parámetro se obtiene siguiendo el procedimiento siguiente:

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)
Comp.	% Mol	Frac. Mol.	PM ⁽⁶⁾	MCP ⁽⁶⁾ a 60°F	MCP x Comp. (5) x (3)	Pm x Comp. (4) x (3)
CO ₂	1.24	0.0124	44.010	8.76	0.109	0.546
N ₂	0.50	0.0050	28.13	6.95	0.035	0.140
CH ₄	91.53	0.9153	16.043	8.46	7.743	14.684
C ₂ H ₆	5.00	0.0500	30.070	12.32	0.616	1.504
C ₃ H ₈	1.21	0.0121	44.097	17.13	0.207	0.534
iC ₄ H ₁₀	0.12	0.0012	58.124	22.50	0.027	0.070
nC ₄ H ₁₀	0.10	0.0010	58.124	22.71	0.023	0.058
iC ₅ H ₁₂	0.20	0.0020	72.151	27.61	0.055	0.144
nC ₅ H ₁₂	0.10	0.0010	72.151	28.01	0.028	0.072
C ₆ H ₁₄	Trazas	-	-	-	-	-
Total	100.00	1.0000	-	-	8.843	17.752

De donde:

$$PM = 17.752 \text{ Lb/Lb-Mol}$$

1.2.- Cálculo de la densidad relativa (SG)

Es la relación del peso molecular de la mezcla de gas entre el peso molecular del aire (P_{Ma} = 28.964).

$$SG = \frac{PM}{P_{Ma}} \dots \dots \dots (3.15)$$

Substituyendo valores en la expresión(3.15)

$$SG = \frac{17.752}{28.964}$$

$$SG = 0.613$$

1.3.- Cálculo del factor de compresibilidad (Z)

Existen métodos gráficos y analíticos (empleando correlaciones) para determinar este parámetro; - Para propósitos de este trabajo se empleará la ecuación publicada por la Canadian National Gas Association (23):

$$Z = \frac{1}{\left(\frac{(344\ 400 \times P) \times 10}{T^{3.825}} + 1 \right) \cdot 1.785 \times SG} \dots \dots (3.16)$$

Donde: Z = Factor de compresibilidad

P = Presión absoluta (psia)

T = Temperatura absoluta (°R)

SG = Densidad relativa de la mezcla de gas

a.- Para las condiciones de succión.

Substituyendo los datos a las condiciones de succión en la expresión(3.16)

$$Ps = 715 \text{ psia}$$

$$SG = 0.613$$

$$Ts = 520 \text{ °R}$$

$$Zs = 0.889$$

b.- Para las condiciones de descarga

Substituyendo los datos a las condiciones de
descarga en la expresión (3.16)

$$P_D = 2515 \text{ psia} \quad SG = 0.613$$

$$T_D = 520 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$Z_D = 0.695$$

c.- Valor promedio del factor de compresibilidad (Zm)

El valor promedio puede ser obtenido aplicando
la siguiente ecuación:

$$Z_m = \frac{Z_S + Z_D}{2Z_S} \dots \dots \dots (3.17)$$

Substituyendo valores:

$$Z_m = 0.891$$

1.4.- Cálculo de la densidad del gas (ρ)

a.- La densidad de la mezcla de gas a las condiciones
de succión puede ser calculada utilizando
la siguiente expresión:

$$\rho_S = \frac{PM \times PS}{R \times T_S \times Z_S} \dots \dots \dots (3.18)$$

donde: ρ_s = Densidad de la mezcla de gas a --
 las condiciones de succión (Lbm/pie^3)
 PM = Peso molecular de la mezcla de gas
 P_s = Presión a las condiciones de suc--
 ción (psia)
 T_s = Temperatura a las condiciones de -
 succión ($^{\circ}\text{R}$)
 R = Constante universal de los gases,
 (para este caso es $10.73 \text{ psia-pie}^3/\text{Lb-}$
 $\text{mol-}^{\circ}\text{R}$).

Substituyendo valores en la ecuación (3.18)

$$\rho_s = \frac{17.752 \times 715}{10.73 \times 520 \times 0.889}$$

$$\rho_s = 2.559 \text{ Lbm}/\text{pie}^3$$

b.- La densidad de la mezcla a las condiciones es--
 tándar puede ser obtenida a partir de:

$$\rho = \rho_{\text{aire}} \times SG \dots \dots \dots (3.19)$$

Substituyendo valores en la expresión (3.19)

$$\rho = 0.0763 \times 0.613$$

$$\rho = 0.047 \text{ Lbm}/\text{pie}^3$$

1.5.- Cálculo de la relación de calores específicos (k)

La relación de calores específicos se define como el cociente que resulta de dividir el calor específico a presión constante (Cp) entre el calor específico a volumen constante (Cv), de donde:

$$k = \frac{C_p}{C_v} \dots \dots \dots (3.20)$$

En los cálculos de compresión se emplea con más frecuencia la capacidad calorífica molar para estimar rápidamente el valor de k, la cuál se obtiene multiplicando el calor específico a presión o volumen constante por el peso molecular de la mezcla de gas tal que:

$$MC_p = MC_v + 1.987^{(6)}$$

$$MC_v = MC_p - 1.987^{(6)}$$

como:

$$k = \frac{C_p}{C_v} = \frac{MC_p}{MC_v} = \frac{MC_p}{MC_p - 1.987} \dots \dots (3.21)$$

Substituyendo valores en la ecuación anterior:

$$k = \frac{8.843}{8.843 - 1.987}$$

$$k = 1.290$$

2.0.- Cálculo de las condiciones de compresión

2.1.- Cálculo de la relación de compresión (Rc)

Substituyendo datos en la ecuación(3.3) se -
obtiene:

$$Rc = \frac{2515 + 5}{715 - 5}$$

$$Rc = 3.549$$

2.2.- Cálculo de la presión media (Pm)

Reemplazando los datos del problema en la -
ecuación (3.2) se tiene:

$$Pm = \frac{2}{3} (715 + 2515 - \frac{715 \times 2515}{715 + 2515})$$

$$Pm = 1782.183 \text{ psia}$$

2.3.- Cálculo de la temperatura de descarga (T_D)

$$T_D = 520 ((3.549)^{\frac{1.29-1}{1.29}})$$

$$T_D = 691.3 \text{ °R (231.3 °F)}$$

2.4.- Cálculo de la Temperatura media (Tm)

La temperatura media puede calcularse me--
diante un promedio aritmético o empleando
la siguiente ecuación:

$$T_m = \frac{2}{3} \left(T_s + T_D - \frac{T_s T_D}{T_s + T_D} \right) \dots (3.22)$$

Reemplazando valores se obtiene

$$T_m = 609.7 \text{ } ^\circ\text{R} \text{ (149.7 } ^\circ\text{F)}$$

3.0.- Cálculo de los requerimientos de potencia (hp)

Empleando el primer grupo de ecuaciones de los tres mencionados anteriormente y que utilizan conceptos de flujo másico y carga se tiene:

3.1. Cálculo del flujo másico (W)

Substituyendo valores en la expresión (3.7)

$$W = \frac{60 \times 10^6 \times 0.047}{1440}$$

$$W = 1958.3 \text{ Lb/min.}$$

3.2. Cálculo de la carga (H)

Empleando valores a las condiciones de succión en la expresión (3.8)

$$H = \frac{0.889 \times 1545 \times 520}{17.752} \times \frac{1.29}{1.29-1} \times (3.549 \frac{1.29-1}{1.29} - 1)$$

$$H = 58959 \text{ (Lb-pie/lb)}$$

3.3.- Cálculo de la potencia teórica (hp)

Substituyendo los valores del flujo másico y carga en la expresión (3.6) se obtiene la potencia teórica de la siguiente manera:

$$hp = \frac{1958.3 \times 58959}{33000}$$

$$hp = 3499$$

3.4. Cálculo de la potencia al freno (Bhp)

Empleando la eficiencia recomendada por algunos autores⁽²³⁾ ($E = 0.75$) y substituyendo valores en la ecuación (3.5) se tiene:

$$Bhp = \frac{3499}{0.75}$$

$$Bhp = 4665$$

Empleando los tres grupos de ecuaciones señalados anteriormente, para las mismas condiciones del problema, y variando únicamente la relación de compresión, se obtuvo el siguiente cuadro comparativo de resultados (Tabla 3.1)

Tabla 3.1. Potencia teórica obtenida para relaciones de compresión de 1.1 a 4.0, empleando diferentes ecuaciones

Rc	Ecuaciones empleadas					TD °F
	(3.6)	(3.9)	(3.12)	(3.13)	(3.14)	
	Potencia teórica (hp)					
1.1	230	230	230	228	257	71
1.2	444	445	444	440	497	82
1.3	645	646	644	638	722	92
1.4	835	835	833	824	933	101
1.5	1014	1014	1012	1000	1133	110
2.0	1791	1792	1788	1761	2003	148
2.5	2429	2430	2426	2381	2717	179
3.0	2975	2976	2971	2909	3327	206
3.5	3455	3456	3450	3371	3863	229
4.0	3884	3885	3878	3783	4343	250

De la Tabla 3.1 se hacen las siguientes observaciones:

a.- Para las condiciones del problema, empleando las ecuaciones (3.6), (3.9), (3.12) y (3.13), se obtuvieron resultados muy parecidos con muy poco margen de error para cualquier cambio en la relación de compresión, lo cual, sugiere que puede emplearse cualquiera de ellas.

b.- La ecuación (3.14), es bastante útil por su simplicidad.

dad de cálculo para obtener valores estimativos de de los hp requeridos. No es conveniente utilizarla, si se necesita conocer con cierto grado de precisión los requerimientos de potencia ya que tiende a sobrecalcular los Hp al aumentar los valores de relación de compresión por encima de 1.5, como se observa en la Tabla 3.1.

3.3.- REQUERIMIENTOS DE POTENCIA PARA BOMBAS

Para determinar la potencia requerida para transferir cierto volumen de líquido y elegir apropiadamente el tipo y tamaño de bomba, se requiere conocer la siguiente información básica⁽⁶⁾:

A.- Características del líquido

Las características más importantes son:

- a.- Tipo de líquido a manejar
- b.- Temperatura de bombeo
- c.- Densidad relativa del líquido a la temperatura de bombeo.
- d.- Elementos corrosivos presentes y características.
- e.- Presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo.

B.- Ritmo de bombeo deseado a la temperatura de bombeo en galones por minuto o barriles por día.

C.- Condiciones requeridas de presión.

a.- Presión de descarga (Pd)

b.- Presión de succión (Ps)

c.- Presión diferencial en psi o en pies de carga

$$\text{pie de carga} = \frac{2.31 \Delta P}{SG} \dots (3.23)$$

d.- Alternativas o condiciones futuras de carga - para bomba.

e.- Operación en serie o en paralelo con otras unidades de bombeo.

D.- Carga neta positiva de succión disponible (NPSHA= Net. Positive Suction Pressure Available)

La información básica detallada en los puntos A, B y C es bastante explícita y no requiere mayores comentarios, sin embargo, el punto D es un concepto muy importante y conviene puntualizarlo -- porque incide directamente en el rendimiento y vida útil de las unidades de bombeo.

Carga neta positiva de succión (NPSH)

Existen dos tipos de cargas netas positivas de succión y conviene diferenciarlos para asimilar con la mayor

claridad posible este concepto, ya que es un factor crítico en la selección de las unidades de bombeo.

a.- Carga neta positiva de succión requerida (NPSHR)

Las compañías manufactureras de bombas son las que determinan mediante pruebas, la carga neta positiva que requiere cada unidad para satisfacer sus condiciones de operación. De esta manera el NPSHR no es calculado o especificado por el usuario, sino que es dado por las compañías fabricantes y está relacionado con el diseño y tamaño de la bomba, válvulas, relación de áreas de válvula al vástago, características del resorte de la válvula, etc.

b.- Carga neta positiva de succión disponible (NPSHA)

Este tipo de carga es la calculada y especificada por el usuario y su valor siempre debe exceder, por seguridad, a la carga mínima requerida por la bomba ($NPSHA \geq NPSHR$). Este margen de seguridad permite eliminar los problemas de cavitación.

La cavitación se forma cuando el líquido libera pequeñas burbujas de gas provocando una disminución de la capacidad de bombeo, vibraciones, eficiencias muy bajas y en casos críticos puede ocasio--

nar la destrucción misma de la bomba.

3.3.1.- METODO DE CALCULO.

En la industria petrolera, tanto las bombas recíprocas como las centrífugas son ampliamente utilizadas, pero para propósitos del presente trabajo se discutirá más ampliamente el caso de las recíprocas. Para cumplir con este propósito conviene dividir esta sección en dos partes:

- 1.- Consideraciones del sistema de succión
- 2.- Requerimientos de potencia

1.- Consideraciones del sistema de succión.

El diseño del sistema de succión para las bombas recíprocas requiere reunir muchas condiciones para obtener una operación satisfactoria.

Un diseño apropiado de este sistema, permite obtener una adecuada presión de líquido para compensar todas las pérdidas que se presenten en las tuberías y conexiones y minimizar los efectos de aceleración del líquido⁽²⁸⁾.

El sistema de succión puede estar asociado a tanques de alimentación abiertos o cerrados.

En las Figuras 3.4 y 3.5 del anexo 8, se pueden observar con bastante detalle la resistencia, pérdidas,

efectos de inercia y tipos de instalación de la succión en sistemas abiertos y cerrados respectivamente.

1.1 Cálculo de la carga estática mínima en la succión (hsmin).

Sistemas abiertos con la succión elevada.

Si

$$P_a - I_s > (NPSHR + P_v + h_f + h_a)$$

la elevación es posible y la máxima elevación de la succión debe ser:

$$I_{s\text{máx}} = P_a - (NPSHR + P_v + h_f + h_a + I_s) \dots (3.24)$$

donde:

$I_{s\text{máx}}$ = Máxima elevación de la succión (pies)

I_s = Elevación estática de la succión (pies)

h_f = Pérdidas friccionales en la succión
(pies)

h_a = Carga de aceleración (pies)

P_v = Presión de vapor absoluta del líquido
a la temperatura de bombeo (pies)

P_a = Presión atmosférica absoluta disponible en el lugar (pies)

NPSHR = Carga neta positiva de succión requerida (pies).

Sistemas abiertos con la succión por debajo del nivel del líquido.

Si:

$$P_a < (NPSHR + P_v + h_f + h_a)$$

la elevación es imposible, luego la mínima carga estática de succión será:

$$h_{smin.} = (NPSHR + P_v + h_f + h_a) - P_a \dots (3.25)$$

donde: h_{smin} = Mínima carga estática de succión
(pies)

Sistemas cerrados con líquido saturado:

$$h_{smin} = h_a + h_f + NPSHR \dots (3.26)$$

1.2. Cálculo de la carga neta positiva de succión disponible. (NPSHA)

Recordando que el NPSHA debe ser siempre mayor o igual que el NPSHR para evitar los problemas de cavitación, se puede calcular de la siguiente manera:

Sistemas abiertos con la succión elevada.

$$NPSHA = P_a - (P_v + h_f + h_a + I_s) \dots (3.27)$$

donde:

NPSHA = Carga neta positiva disponible en
la succión (pies)

Sistemas abiertos con la succión por debajo del nivel del líquido.

$$NPSHA = (h_s + P_a) - (P_v + h_f + h_a) \dots (3.28)$$

Sistemas cerrados

$$NPSHA = h_s - (h_a + h_f) \dots (3.29)$$

2.0.- Requerimientos de potencia (hp)

La potencia teórica requerida para mover cierta cantidad de líquido contra una determinada carga es medida en unidades de potencia hidráulica y se expresa por medio de las siguientes ecuaciones⁽⁶⁾:

$$hp = \frac{Q \times h \times SGL}{3960} \dots (3.30)$$

$$hp = \frac{Q \times (P_D - P_S)}{1715} \dots (3.31)$$

Donde:

hp = Potencia hidráulica teórica.

h = Carga total en pies.

Q = Capacidad de la bomba (gpm)

P_D = Presión de descarga (psi)

P_S = Presión de succión (psi)

SGL = Densidad relativa del líquido

La potencia al freno se puede determinar dividiendo la potencia teórica obtenida entre la eficiencia de la bomba. La literatura técnica ⁽²⁹⁾ recomienda emplear una eficiencia de 90 % para cualquier unidad de bombeo nueva.

Las eficiencias varían de unas a otras bombas, y dependen del tipo de bomba y del tipo de fluido a transportar, si no está manejando fluido viscoso, los valores de diseño, razonables, de eficiencia son de 80% para bombas reciprocantes y de 75% para bombas centrifugas ⁽²⁹⁾. El valor de la eficiencia del equipo se puede obtener con más exactitud después de que se ha iniciado y estabilizado la operación de una estación de bombeo.

Tomando en consideración estos aspectos, las ecuaciones que se emplean para calcular la potencia al freno, son las siguientes:

$$bhp = \frac{Q \times h \times SGL}{3960 \times E} \dots \dots \dots (3.32)$$

$$\text{bhp} = \frac{Q \times (P_D - P_s)}{1715 \times E} \dots \dots \dots (3.33)$$

donde:

bhp = Potencia requerida al freno

E = Eficiencia de la bomba (fracción decimal)

3.3.2.- EJEMPLO DE APLICACION

Problema 1.0

Una bomba reciprocante triplex de 2 1/4" y 4" es operada a 350 rpm (n) para manejar 69 gpm de agua a 180°F. La unidad ~~se encuentra~~ instalada a una altura de 5000 pies por encima del nivel del mar. El sistema de succión está constituido por una tubería de 30 pies de longitud y 3 pg. de diámetro y está conectado en la parte inferior del nivel de líquido de un tanque abierto.

El NPSHR dado por la compañía fabricante para ésta bomba es de 16.7 psi. Hallar la mínima carga estática requerida. (viscosidad del agua = 0.35 cp)

Solución:

a.- Cálculo del NPSHR en pies de carga.

$$\text{NPSHR} = \frac{P \times 2.31}{\text{SGL}}$$

Para una temperatura de 180°F la densidad relativa del agua es:

$$SGL = 0.971$$

Substituyendo datos en la expresion anterior

$$NPSR = \frac{16.7 \times 2.31}{0.971}$$

$$NPSHR = 39.73 \text{ pies}$$

b.- Cálculo de la presión atmosférica. (Pa)

$$Pa = Pan - \frac{\rho_a \times b}{144} \dots \dots \dots (3.34)$$

donde:

Pa = Presión atmosférica al nivel de referencia (psia)

Pan = Presión atmosférica a nivel del mar (psia)

ρ_a = Densidad del aire (0.0765 Lbm/pie³)

h = Nivel de referencia (pies)

Substituyendo datos en la expresión (3.34)

$$Pa = 14.73 - \frac{0.0765 \times 5000}{144}$$

$$Pa = 12.07 \text{ psia}$$

$$Pa = 12.07 \times \frac{2.31}{0.971}$$

$$P_a = 28.71 \text{ pies}$$

c.- Cálculo de las caídas de presión por fricción en la succión (hf)

$$N_{Re} = 50.6 \frac{Q \rho}{d \mu} \dots \dots \dots (3.35)$$

$$N_{Re} = \frac{50.6 \times 69 \times 60.59}{3 \times 0.35}$$

$$N_{Re} = 201417$$

Empleando el diagrama de Moody para el valor - obtenido se obtiene:

$$f = 0.019$$

c.2.- Cálculo de la caída de presión (hf)

Como N_{Re} es mayor de 2000 ($N_{Re} > 2000$) el flujo es turbulento por tanto se aplicará la siguiente ecuación:

$$hf = \frac{0.0216 \times f \times P \times Q^2}{d^5} \left(\frac{\text{Psi}}{100 \text{ pies}} \right) \dots (3.36)$$

Substituyendo datos en la expresión anterior:

$$hf = \frac{0.0216 \times 0.019 \times 60.19 \times (69)^2}{(3)^5}$$

$$hf = 0.49 \text{ (psi/ 100 pies)}$$

$$hf = 0.49 \times 0.30$$

$$hg = 0.15 \text{ psi}$$

$$hf = 0.15 \times \frac{2.31}{0.971}$$

$$hf = 0.36 \text{ pies}$$

d.- Cálculo de la presión de vapor (Pv)

La presión de vapor del agua a 180°F es:

$$Pv = 7.51 \text{ psia}$$

Luego:

$$Pv = 7.51 \times \frac{2.31}{0.971}$$

$$Pv = 17.87 \text{ pies}$$

e.- Cálculo de la carga por aceleración (ha)

La carga requerida para acelerar una columna de fluido depende de la longitud de la línea de succión, la velocidad promedio en la línea, la velocidad de la bomba y del tipo de bomba.

La carga por aceleración puede calcularse empleando la siguiente expresión⁽²⁸⁾:

$$ha = \frac{LVNC}{kg} \dots \dots \dots (3.37)$$

Donde: ha = Carga por aceleración (pies)

L = Longitud de la línea de succión
(pies)

V = Velocidad en la línea de succión
(pie/seg).

n = Velocidad de la bomba (rpm)

g = Aceleración de la gravedad (32.2 pie/seg^2)

k = Factor que representa el recíproco de
la carga teórica por aceleración.

$k = 1.4$ para agua (a temperatura alta)

$k = 2.5$ para aceite (a temperatura alta)

c = Constante que depende del tipo de bomba.

$c = 0.200$ (bombas dúplex de simple --
acción)

$c = 0.115$ (bombas dúplex de doble -
acción)

$c = 0.066$ (bombas tríplex de simple o
doble acción)

$c = 0.040$ (bombas quintuplex de simple
o doble acción)

$c = 0.028$ (bombas séxtuplex de simple
o doble acción)

$c = 0.022$ (bombas nóduplex de simple o
doble acción).

Substituyendo datos en la ecuación(3.37)

$$h_a = \frac{30 \times 3.14 \times 350 \times 0.066}{1.4 \times 32.2}$$

$$h_a = 48.27 \text{ pies}$$

f.- Cálculo de mínima carga estática requerida (h_{min})

Finalmente, substituyendo todos los valores obtenidos en la expresión (3.25.):

$$h_{smin} = (NPSHR + P_v + h_f + h_a) - P_a$$

$$h_{smin} = (39.73 + 17.87 + 0.36 + 48.27) - 28.71$$

$$h_{smin} = 77.52 \text{ pies.}$$

Suponiendo que la carga estática ~~de que~~ se dispone (h_s) es de 80 pies, la cual, debe ser mayor que la carga estática mínima requerida (h_{smin}), se puede calcular la carga neta positiva disponible a las condiciones de succión (NPSHA). Empleando la ecuación (3.28) de la siguiente manera:

$$NPSHA = (h_s + P_a) - (P_v + h_f + h_a).$$

$$NPSHA = (80.0 + 28.71) - (17.87 + 0.36 + 48.27)$$

$$NPSHA = 42.21 \text{ pies}$$

De donde se observa que $NPSHA > NPSHR$ ($42.21 > 39.8$ pies), por tanto, bajo estas condiciones, se evitarán futuros problemas de cavitación.

Problema 2.0

Para las condiciones del problema anterior, calcular la potencia requerida para bombear 69 gpm contra una presión de descarga de 1000 psia. Considere nueva la unidad de bombeo.

Solución:

a.- Cálculo de la presión de succión (Ps)

De la Figura 3.4 y las condiciones del problema anterior, la presión en la línea de succión se determina de la siguiente manera:

$$P_s = (P_a + h_s - h_f) \times \frac{SGL}{2.31} \dots \dots \dots (3.38)$$

$$P_s = (28.71 + 80 - 0.36) \times \frac{0.971}{2.31}$$

$$P_s = 45.5 \text{ psia}$$

b.- Cálculo de la potencia requerida al freno (bhp)

b.1.- Potencia teórica (hp)

Empleando la expresión (3.31)

$$hp = \frac{Q \times (P_D - P_S)}{1715}$$

$$hp = \frac{69 \times (1000 - 45.5)}{1715}$$

$$hp = 38.4$$

b.2.- Potencia al freno (bhp)

Para las condiciones del equipo, se recomienda⁽⁶⁾ tomar una eficiencia de 90%

Luego de la ecuación(3.33)

$$\text{bhp} = \frac{\text{hp}}{E}$$

$$\text{bhp} = \frac{38.4}{0.90}$$

$$\text{bhp} = 43$$

CAPITULO 4

DIMENSIONAMIENTO DE LOS ELEMENTOS DE TRANSPORTE

4.1.- INTRODUCCION

El dimensionamiento de los elementos de transporte en una batería de separación desde el punto de vista de la ingeniería básica de diseño, comprende tres aspectos fundamentales:

- a.- Dimensionamiento de las tuberías.
- b.- Dimensionamiento de las válvulas.
- c.- Dimensionamiento de las conexiones generales.

Cada uno de ellos contribuyen en mayor o menor grado a las caídas de presión que ocurren en las secciones de alimentación y descarga del conjunto de dispositivos que componen las baterías de separación de los campos petroleros.

Muchas correlaciones y fórmulas empíricas han sido propuestas para la solución del problema de flujo de fluidos en tuberías, válvulas y conexiones. La mayoría de ellas presentan grandes limitaciones y son aplicables únicamente cuando las condiciones del problema se aproximan a las condiciones particulares para las cuales fueron derivadas. El análisis de tales correlaciones salen del alcance de este capítulo, ya que el propósito principal es presentar las fórmulas o correlaciones más empleadas y las que mejor se ajustan a las condiciones de cada problema y a las necesidades de campo.

Las baterías de separación de los campos petroleros compren

den cuatro sistemas principales de proceso y conviene puntualizarlos para entender mejor la naturaleza del flujo de fluidos en cada uno de ellos.

Los sistemas principales son:

- 1.- Sistema de Recolección
- 2.- Sistema de Separación y Medición
- 3.- Sistema de Almacenamiento
- 4.- Sistema de transferencia

El sistema de recolección está constituido generalmente -- por un colector o múltiple de recolección y es el punto de convergencia de las líneas de escurrimiento de los pozos productores del campo en explotación. Las líneas de recolección transportan los fluidos del pozo bajo condiciones de flujo multifásico.

El flujo multifásico en tuberías se define⁽³⁰⁾ como el movimiento concurrente de gases y líquidos en forma libre. El flujo puede ir en cualquier dirección y bajo diferentes combinaciones de patrones de flujo. El problema de flujo multifásico en tuberías puede dividirse en varias categorías, pero para propósitos de diseño de baterías de separación, el paso de los fluidos del colector a los separadores representa un problema de flujo multifásico horizontal.

En los sistemas de separación, medición, almacenamiento y transferencia el problema es menos complejo ya que se manejan condiciones de flujo de una sola fase (gases y líquidos) en forma

independiente.

Finalmente, casi todas las instalaciones de las baterías - de separación, contienen un número considerable de válvulas y conexiones generales. El conocimiento que se tenga de su resistencia al flujo de fluidos, permite determinar las características de flujo de un sistema completo de tuberías.

4.2.- DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS.

Existen muchas líneas de alimentación y descarga en el conjunto de instalaciones que componen las baterías de separación. El procedimiento de cálculo para algunas de ellas es bastante similar y tienen muy pocas variantes. Las líneas de mayor interés desde el punto de vista de diseño son las siguientes:

- a.- Líneas de alimentación del colector a los separadores
- b.- Líneas de gas:
 - b.1.- Líneas de descarga de gas de los separadores
 - b.2.- Líneas de recolección de gas
- c.- Líneas de aceite.

El dimensionamiento de estas líneas comprende los siguientes aspectos:

- c.1.- Líneas de descarga de aceite de los separadores a la línea colectora de aceite
- c.2.- Línea de recolección de aceite
- c.3.- Línea de aceite del colector al tanque de alma-

cenamiento.

c.4.- Líneas de alimentación a las bombas de transferencia.

4.2.1.- Dimensionamiento de las líneas de alimentación del múltiple de recolección a los separadores.

Se comentó al principio del capítulo que el paso de los fluidos del múltiple de recolección a los separadores representa un problema de flujo multifásico horizontal. Para la solución de este tipo de problemas se han desarrollado muchas correlaciones por lo que resulta bastante difícil elegir aquellas que se consideran las mejores. La literatura técnica⁽³⁰⁾ reporta que las mejores correlaciones para todos los rangos de gastos y diámetros de tuberías son las de: Dukler⁽³¹⁾, Eaton⁽³²⁾ y Beggs y Brill⁽³³⁾, por tanto, cualquiera de estas correlaciones pueden ser útiles para dimensionar el diámetro más adecuado de las líneas de alimentación a los separadores.

Para dar solución a este problema particular se seleccionó la correlación de Eaton⁽³²⁾.

Debido a la pequeña longitud de la línea de alimentación a los separadores, se considera flujo isotérmico. Para este tipo de flujo, las propiedades

de los fluidos dependen principalmente de la presión. En este caso el procedimiento de cálculo es por ensaye y error. Se supone un diámetro y se -- calcula el valor del diámetro con la ecuación básica propuesta por el autor. El procedimiento se repite hasta que el valor supuesto sea igual al -- calculado.

En la Figura 4.1 del anexo B, se presenta un diagrama de bloques simplificado para comprender con ma yor facilidad el procedimiento de cálculo.

4.2.1.1. Ejemplo de aplicación

Se desea dimensionar el diámetro de la línea de -- alimentación a los separadores de grupo para un -- múltiple de recolección de 8 entradas. Se conoce que los gastos a manejarse son de 4000 BPD de -- aceite de 50 °API y 100 MMPCD de gas con una temperatura media de 80 °F. La longitud de la línea es de 50 pies. Los datos adicionales se muestran a continuación:

$$P_1 = 1050 \text{ psia} \quad \Delta P = 50 \text{ psia}$$

$$P_2 = 1000 \text{ psia} \quad SG = 0.7$$

Solución:

Para este ejemplo en particular se obtuvo el siguiente cuadro de resultados:

Ds (pg)	A_T (pies ²)	f	Dc (pg)
6	0.196	0.012	0.42
3.53	0.068	0.004	1.18
2.84	0.044	0.004	2.81
2.834	0.044	0.004	2.833

De la revisión del cuadro se observa que el valor del diámetro calculado (Dc) es casi igual al valor supuesto (Ds), por tanto, puede darse por concluido el proceso de cálculo.

La fase final del diseño implica consultar un catálogo de tuberías⁽³⁴⁾ y seleccionar una que satisfaga las condiciones calculadas. Para un diámetro interior de 2.833 pulgadas, el más próximo en valor de acuerdo al catálogo presenta las siguientes características:

Diámetro exterior = 3.5 pulgadas

Diámetro nominal = 3.0 pulgadas

Diámetro interior = 3.068 pulgadas

Identificación = Schedule No. 40, STD.

4.2.2.- Dimensionamiento de las líneas de gas.

En la industria petrolera existen muchas ecuaciones para calcular el flujo de gas en tuberías; sin embargo, dos de ellas son las más populares o las de mayor uso: Weymouth y Panhandle.

La ecuación de Panhandle es ampliamente utilizada para problemas de altas presiones y diámetros de tubería mayores de 12 pulgadas.

La ecuación de Weymouth es generalmente preferida para tuberías de pequeño diámetro ($D < 12$ pg) y rangos moderados de presión⁽³⁶⁾.

Normalmente las líneas de gas en una batería de separación son menores de 12 pulgadas por lo que resulta más conveniente emplear la ecuación de Weymouth. Esta ecuación se deriva mediante un balance de energía entre dos puntos. En el caso de flujo horizontal, los puntos están a la misma elevación. Las suposiciones que se efectúan en esta situación de flujo son las siguientes⁽¹⁵⁾:

- 1.- El cambio de energía cinética es despreciable y puede ser tomada como cero.

- 2.- El flujo es régimen permanente e isotérmico.
- 3.- El flujo es horizontal.
- 4.- No existe transferencia de calor del gas a -- los alrededores o viceversa.
- 5.- No hay trabajo proporcionado por el gas durante el flujo.

Con estas suposiciones, del balance de energía se obtuvo la siguiente ecuación en la que se considera el diámetro en pulgadas y la longitud en millas:

$$Q_{gcs} = 3.23 \frac{T_s}{P_s} \left(\frac{P_1^2 - P_2^2}{SG \bar{Z} T_f L} \right) D^5 \dots (4.1)$$

Weymouth propuso evaluar el factor de fricción (f) en función del diámetro de la siguiente manera:

$$f = 0.032/D^{1/3} \dots 4.2$$

Substituyendo el valor del factor de fricción en la ecuación(4.1)

$$Q_{gcs} = 433.5 \frac{T_s}{P_s} \left(\frac{P_1^2 - P_2^2}{SG T_f L \bar{Z}} \right) D^{16/3} \dots (4.3)$$

Donde:

Q_{gcs} = Gasto de gas a P_s y T_s (pie³/día)

D = Diámetro interior (pulgadas)

L = Longitud de la línea (millas)

P_1 = Presión de entrada (psia)

P_2 = Presión de salida (psia)

P_s = Presión atmosférica o básica (psia)

T_s = Temperatura atmosférica o básica ($^{\circ}R$)

T_f = Temperatura de flujo ($^{\circ}R$)

SG = Densidad relativa del gas (aire = 1.0)

\bar{Z} = Factor de compresibilidad a las condiciones medias de presión y temperatura.

De esta manera, la expresión (4.3), es una forma de la ecuación de Weymouth expresada en unidades de campo que permitirá dimensionar adecuadamente el diámetro de las líneas de gas de una batería de separación.

4.2.3. Dimensionamiento de las líneas de aceite

Para dimensionar las líneas de aceite de una batería de separación, generalmente se emplea la ecuación de Darcy-Weisbach. Esta ecuación se deriva haciendo uso del principio de la conservación de la energía. Este principio establece que, para flujo en régimen permanente, la energía que entra al sistema es igual a la que sale.

Las suposiciones que se efectúan en esta situación de flujo son las siguientes:

- 1.- El cambio de energía cinética es despreciable y puede ser tomada como cero.

- 2.- El flujo es régimen permanente e isotérmico -
- 3.- El flujo es horizontal y el diámetro constante.
- 4.- No existe transferencia de calor del líquido a los alrededores o viceversa.
- 5.- No se efectúa trabajo mecánico.
- 6.- Se considera la caída de presión positiva en la dirección de flujo.

Con estas suposiciones, del balance de energía se llega a la siguiente expresión:

$$\frac{dp}{dL} = \frac{f \rho v^2}{2g_c d} \dots \dots \dots (4.4)$$

La expresión 4.4 es conocida como ecuación de Darcy-weisbach y tiene una aplicación extensa en el campo de la mecánica de fluidos.

Tomando unidades de campo y expresando la ecuación (4.4) en términos de caída de presión:

$$\Delta P = 0.000216 \frac{fL \rho Q^2}{D^5} \dots \dots \dots (4.5)$$

Donde: ΔP = caída de presión (psi)

f = Factor de fricción

L = Longitud de tubería (pies)

Q = Gasto de líquido (gal/min)

D = Diámetro interior (pulgadas)

ρ = Densidad del líquido (Lbm/pie³)

El factor de fricción (f) de la ecuación (4.5), depende de la rugosidad de la tubería (ϵ) y del número de Reynolds (NRe)

El número de Reynolds (NRe) se define como:

$$\text{NRe} = 50.6 \frac{Q \rho}{D \mu_o} \dots \dots \dots (4.6)$$

Donde: NRe = Número de Reynolds

Q = Gasto del fluido (gpm)

ρ = Densidad del fluido (Lbm/pie³)

D = Diámetro interior de la tubería (pg)

μ_o = Viscosidad del fluido (cp)

CALCULO DEL FACTOR DE FRICCIÓN (f)

Para calcular el valor de f , se hace necesario determinar el régimen de flujo. En tuberías, los fluidos pueden moverse bajo condiciones de flujo laminar o turbulento (la ecuación de Darcy es válida para flujo laminar o turbulento de cualquier líquido en una tubería).

El flujo laminar ocurre cuando las partículas del fluido se mueven en líneas rectas, paralelas al eje del conducto (37). A velocidades mayores, las partículas se mueven de una manera caó

tica formando vórtices y remolinos, en este caso, el flujo es turbulento.

Reynolds estableció experimentalmente un parámetro para determinar el régimen de flujo en tuberías (ecuación (4.6)). A este parámetro se le conoce como Número de Reynolds (NRe). El flujo laminar se presenta cuando $NRe < 2000$ y el flujo turbulento para $NRe > 4000$.

Para flujo laminar de una sola fase, el factor de fricción depende exclusivamente del número de Reynolds, y está dado por:

$$f = \frac{64}{NRe} \dots \dots \dots (4.7)$$

Para flujo turbulento existen muchas correlaciones, las cuáles fueron obtenidas mediante pruebas experimentales. La más comunmente empleada es la ecuación de Colebrook y White, cuya solución requiere un proceso iterativo.

$$f = \left(-2 \log \left(\frac{\epsilon}{3.71 D} + \frac{2.51}{NRe(f)^{0.5}} \right) \right)^{-2} \dots \dots \dots (4.8)$$

Finalmente, Moody preparó el diagrama que lleva su nombre, para determinar el factor de fricción (f) en tuberías de rugosidad comercial (Figuras 4.3 y 4.4). Del diagrama de Moody (Figura 4.3) se observa⁽³⁷⁾:

- a). Para $NRe < 2300$ (flujo laminar), el factor de fricción (f) depende exclusivamente del número de Reynolds.

- b). A partir de $NRe = 4000$, se inicia la zona de transición. Dentro de esta zona el factor de fricción (f) - depende tanto de NRe como de la rugosidad relativa (ϵ/D).
- c). La zona de turbulencia se inicia a diferentes valores de NRe , dependiendo del valor de ϵ/D . En esta zona f es independiente de NRe y varía únicamente con la rugosidad relativa (ϵ/D).

La expresión (4.5) que es una forma de la ecuación de Darcy-Weisbach expresada en unidades de campo, permitirá dimensionar adecuadamente el diámetro de cualquier línea de aceite dentro de las baterías de separación.

4.3.- DIMENSIONAMIENTO DE VALVULAS

Dentro del conjunto de dispositivos que componen una batería de separación, existe una gran variedad de válvulas que juegan un papel muy importante en el proceso de control automático.

Desde el punto de vista de la ingeniería básica de diseño, los tipos de válvulas de mayor interés son los siguientes:

a.- Válvulas de control

a.1.- Válvulas de control de nivel

a.2.- Válvulas de control de presión.

b.- Válvulas de seguridad

4.3.1.- Dimensionamiento de las válvulas de control

El propósito de las válvulas de control, es el de -- mantener constante la presión o nivel de fluido (dependiendo del tipo) sin variaciones sensibles.

Las válvulas de control funcionan como una resistencia variable en una tubería, provocando una caída de presión al cambiar las condiciones de presión establecida para el flujo de fluidos y en el caso de flujo laminar, la caída de presión se debe generalmente al efecto de estrangulamiento de la válvula.

Para dimensionar una válvula de control, se debe considerar cuidadosamente el efecto de los siguientes factores⁽³⁹⁾:

1.- Datos de flujo:

1.1. Gasto de fluido, máximo y mínimo

1.2. Presión de flujo corriente arriba y corriente abajo (para ambos casos de flujo máximo y mínimo)

1.3. Temperatura de flujo.

2.- Datos del fluido:

- 2.1- Tipo de fluido
- 2.2.- Densidad (relativa, másica y peso molecular).
- 2.3.- Viscosidad (líquidos)
- 2.4.- Presión de vapor (líquidos)

- 3.- Influencia de la tubería:
 - 3.1.- Presencia de reductores o expansores que pueden modificar la velocidad de flujo.

- 4.- Influencia del sistema:
 - 4.1.- Dinámica de control
 - 4.2.- Factores económicos
 - 4.3.- Seguridad.

- 5.- Tipo de válvula - selección basada en la aplicación.
 - 5.1.- Capacidad, orden de magnitud del tamaño.
 - 5.2.- Amplitud de rango
 - 5.3.- Resistencia a la corrosión o erosión
 - 5.4.- Requerimientos especiales.

- 6.- Cálculos de dimensionamiento.
 - 6.1.- Coeficientes de dimensionamiento proporcionado por las compañías fabricantes.
 - 6.2.- Fórmulas de dimensionamiento, reglas de -- cálculo y nomogramas.

7.- Criterios de selección:

Basado en un análisis de discriminación por éxitos o fracasos.

Si los factores antes mencionados se manejan con criterio y habilidad se incrementará el grado de confianza del dimensionamiento efectuado.

Casi todas las compañías fabricantes de válvulas de control proveen reglas de cálculo y nomogramas para dimensionar -- sus productos. Las cuales, si son utilizadas con propiedad proporcionan resultados rápidos y exactos. Sin embargo, para efectos prácticos y comparativos conviene mencionar los métodos de cálculo analíticos tanto para fluidos incompresibles como para fluidos compresibles.

FLUIDOS INCOMPRESIBLES.

Los líquidos son fluidos esencialmente incompresibles. La ecuación fundamental que gobierna el comportamiento de este tipo de fluidos se deriva haciendo uso del principio de la conservación de la energía.

De una manera general, la ecuación de trabajo para líquidos se escribe de la siguiente forma:

$$q_L = F_p F_R C_v (\Delta P / SGL)^{0.5} \dots \dots \dots 4.9$$

Donde: q_L = Gasto de líquido (gpm)

F_P = Factor de corrección por tubería en la vecindad de la válvula (por ejemplo; reductores).

F_R = Factor de corrección por el número de Reynolds (NR_e).

Cv_i = Coeficiente de la válvula

ΔP = Caída de presión (psi.)

SG = Densidad relativa del líquido

FACTOR DE CORRECCION F_R

El factor de corrección F_R puede ser determinado de la figura 4.5 que se muestra a continuación.

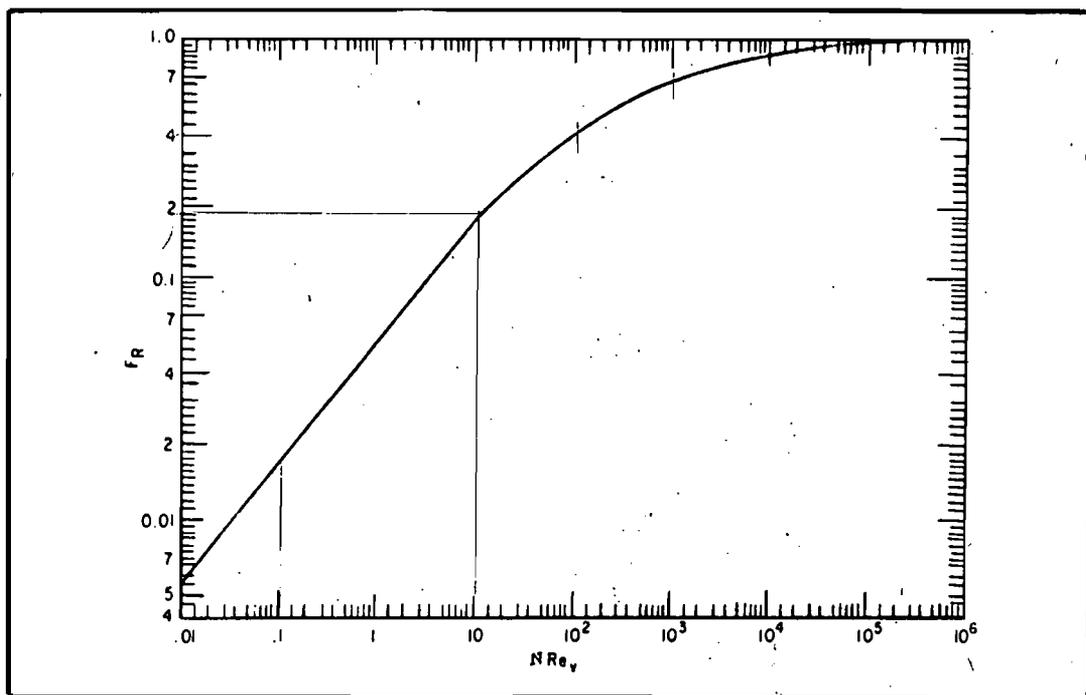


FIG. 4.5 GRAFICA PARA DETERMINAR EL FACTOR DEL NUMERO DE REYNOLDS F_R

El Número de Reynolds se puede calcular mediante la siguiente expresión:

$$NRe = \frac{17300 F_d q_L}{v (F_P F_L C_{v1})^{0.5}} \left(\frac{(F_P F_L C_{v1})^2}{890 D^4} + 1 \right)^{1/4} \dots \dots \dots (4.10)$$

Donde: q_L = Gasto de líquido (gpm)

F_d = Factor que relaciona al coeficiente de la válvula (C_{v1}) con un diámetro equivalente para el Número de Reynolds.

F_L = Factor de recuperación de presión

v = Volumen específico (pie^3/Lbm)

D = Diámetro interior de tubería (pulgadas)

De la Figura 4.5 se puede observar que para valores del Número de Reynolds mayores de 33000, el factor de corrección F_R es igual a 1.0, considerándose flujo turbulento para estos valores del Número de Reynolds. ⁽³⁹⁾ La ecuación de flujo para esta condición es:

$$q_L = F_P C_{v1} (\Delta P / SGL)^{0.5} \dots \dots \dots (4.11)$$

Si no existen reductores o expansores antes de la válvula entonces $F_P = 1.0$ y:

$$q_L = C_{v1} (\Delta P / SGL)^{0.5} \dots \dots \dots (4.12)$$

Si el valor del Número de Reynolds es menor de 100, el flujo es laminar y se puede utilizar la fórmula derivada por ISA -- standard⁽³⁹⁾:

$$q_L = 52.3 \frac{\Delta P}{\mu} (F_s F_p C_{v1})^{3/2} \dots \dots \dots (4.13)$$

$$F_s = \left(\frac{F_p F_d^2}{F_{LP}} \right)^{1/3} \left(\frac{F_{LP} C_{v1}^2}{890 D^4} + 1 \right)^{1/6} \dots \dots \dots (4.14)$$

Donde:

q_L = Gasto de líquido (gpm)

ΔP = Caída de presión (psi)

F_s = Factor de flujo laminar

F_{LP} = Caída de presión combinada y factores de geometría de tubería para el conjunto válvulas y conexiones.

μ = Viscosidad del líquido (cp)

Si el Número de Reynolds está entre $100 < NRe < 33,000$, el flujo es de transición, es decir, está entre la región laminar y turbulenta. En la zona de transición se calcula primeramente C_{v1} para flujo turbulento (ecuación (4.11)), posteriormente se calcula C_{v1} para flujo laminar (ecuación (4.13)). De la relación de estos dos números, se puede establecer la región de flujo y determinar el valor de F_R .

Si $C_{v1}(\text{turbulento}) / C_{v1}(\text{laminar}) < 0.46$, entonces se dice que el flujo es completamente laminar⁽³⁹⁾ y se puede emplear directamente la ecuación (4.13).

Si $Cv_1(\text{turbulento})/Cv_1(\text{laminar}) > 20$, entonces el flujo es completamente turbulento⁽³⁹⁾ y se puede utilizar la ecuación - (4.11). Si la relación de Cv_1 está entre los valores anteriores, entonces el flujo es de transición y el valor F_R se puede obtener de la Tabla 4.1 del anexo B y utilizar directamente en la ecuación (4.9), es decir:

$$q_L = F_R F_p Cv_1 (\Delta P/SGL)^{0.5} \dots \dots \dots (4.9)$$

FLUIDOS COMPRESIBLES

Debido a que los líquidos son incompresibles su densidad permanece constante al pasar a través de las válvulas, en cambio, los gases se expanden al existir una caída de presión y por tanto, disminuye su densidad al pasar por la entrada de la válvula a la vena contracta dentro del cuerpo de válvula.

La mejor manera de considerar el cambio de densidad en el dimensionamiento de las válvulas, es aplicando un factor de expansión "Y" a la fórmula de los líquidos.

El valor del factor de expansión "Y" es una función de la relación de caída de presión a la presión absoluta de entrada "x" ($x = (P_1 - P_2)/P_1$) y fue determinada experimentalmente para diferentes tipos de válvulas como se muestra en la Figura 4.6.

De la Figura 4.6 se puede observar que todas las curvas son lineales y que terminan aproximadamente para un valor mínimo igual a 0.677. Estas curvas son válidas únicamente para gases -

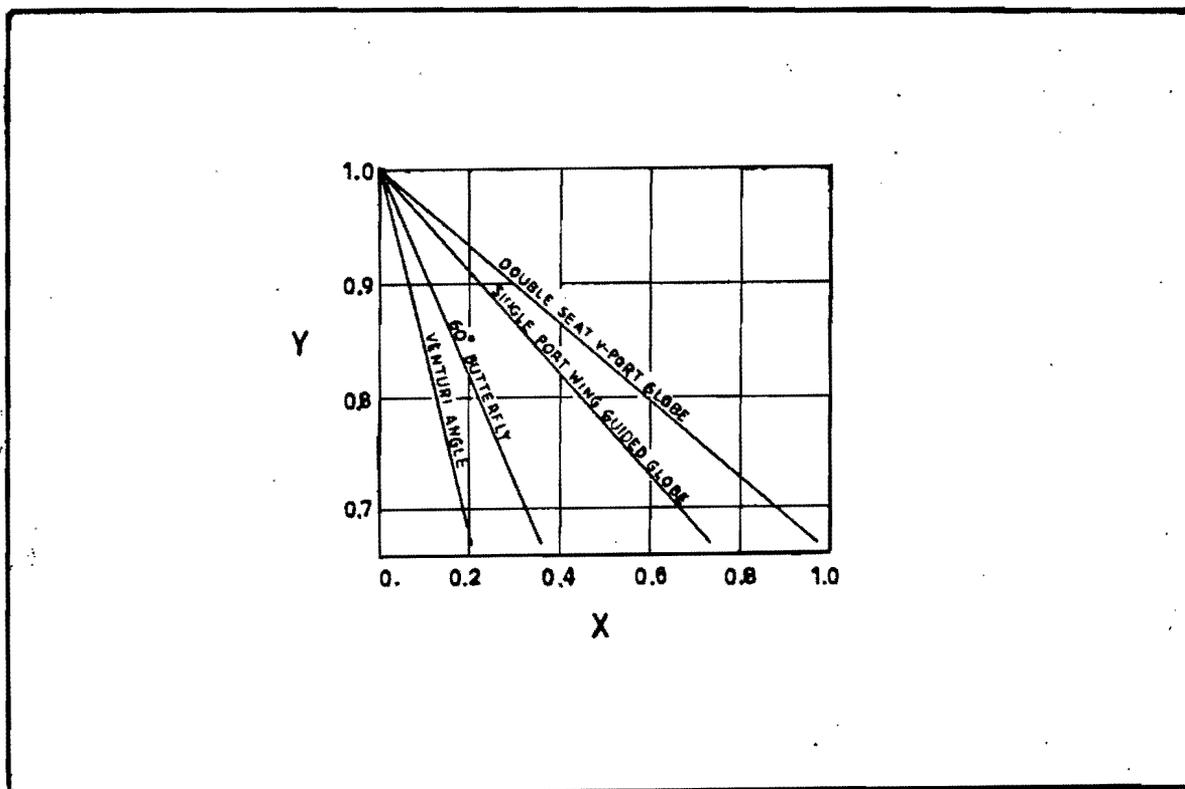


Fig. 4.6 Gráfica para determinar el factor de expansión "y" (39).

diatómicos, para otro tipo de gases requieren un ajuste. Este ajuste se obtiene multiplicando el valor terminal de X , conocido como X_T , por el factor de corrección F_k , el cual es conocido como factor de relación de calores específicos.

Los valores X_T y F_k se pueden obtener de las Tablas 4.2 y 4.3 del anexo B.

Empleando los factores antes mencionados el factor de expansión (Y) se puede calcular empleando la siguiente ecuación:

$$Y = 1 - 0.33 (X/F_k X_T) \dots \dots \dots (4.15)$$

Para gases es común emplear gasto volumétrico y densidad relativa en lugar de la densidad. Tomando en cuenta estas consideraciones y el factor de expansión, la fórmula para dimensionar las válvulas para fluidos compresibles es la siguiente:

$$q_g = 1360 C_{v1} P_1 Y (x/SG T_1 Z)^{0.5} \dots \dots \dots (4.16)$$

- Donde:
- q_g = Gasto de gas (Pie³/hora a.c.s)
 - P_1 = Presión absoluta de entrada (psia)
 - Y = Factor de expansión
 - x = Relación de la caída de presión a la presión absoluta de entrada
 - SG = Densidad relativa del gas (aire = 1.0)
 - T_1 = Temperatura absoluta de entrada (°R)
 - Z = Factor de compresibilidad a las condiciones de entrada (P_1, T_1)

La ecuación (4.16) no es única, pero permite dimensionar apropiadamente cualquier tipo de válvula de control.

Las ecuaciones presentadas tanto para fluidos incompresibles como compresibles, sirven para determinar primariamente el valor del coeficiente de la válvula (C_{v1}) puesto que los demás datos que intervienen en las ecuaciones son conocidos. La fase final del dimensionamiento consiste en consultar un catálogo de válvulas proporcionados por las compañías fabricantes y elegir una que tenga un valor de coeficiente de válvula (C_{v1}) igual o li

geramente mayor. Finalmente, una vez elegido el valor apropiado se puede recurrir a las mismas ecuaciones para verificar su capacidad de manejo con el valor seleccionado.

4.3.2.- Dimensionamiento de las válvulas de seguridad.

La capacidad de cualquier dispositivo de seguridad depende principalmente de las siguientes variables.⁽⁴⁰⁾

- a. Apertura de orificio (A)
- b. Densidad relativa del fluido (SG)
- c. Temperatura de entrada (T_1)
- d. Factor de compresibilidad (Z)
- e. Coeficiente de la boquilla (C_1)
- f. Presión absoluta de flujo (incluyendo la sobre presión disponible) (P_1).
- g. Contra presión en el dispositivo de seguridad (P)

Las ecuaciones que se muestran a continuación para calcular la abertura necesaria de una válvula de seguridad (área de orificio), fueron propuestos por la A.S.M.E. y A.P.I. y son las siguientes⁽⁴⁰⁾.

LIQUIDOS:

$$A = \frac{Q_L (S)^{0.5}}{27.2 L_f (P)^{0.5}} \dots \dots \dots (4.17)$$

GASES

$$A = \frac{Q_g (ST Z)^{0.5}}{1.175 V_f C_1 P_1} \dots \dots \dots (4.18)$$

Donde:

A = Area del orificio de la válvula (pg^2)

Q_L = Gasto de líquido (gpm)

S = Densidad relativa del fluido

P = Presión diferencial (presión de ajuste-contrapresión), (psia)

P_1 = Presión de flujo (presión de ajuste + sobrepresión disponible + presión barométrica del lugar), (psia).

T = Temperatura de entrada ($^{\circ}\text{R}$)

C_1 = Coeficiente de la boquilla

L_f = Factor de flujo de gas

Z = Factor de compresibilidad

El coeficiente de la boquilla (C_1) es una función de la relación de calores específicos del gas (C_p/C_v) y fue correlacionada mediante la densidad relativa del gas como se muestra en la Figura 4.7 del anexo B. La Figura 4.7 fue preparada, utilizando las relaciones anteriores y un coeficiente de flujo-boquilla de 97.5%.

Cuando el valor de contrapresión es menor del 20% de la presión de ajuste (o de calibración de la válvula de seguridad), V_f y L_f pueden considerarse iguales a 1.0. La Figura 4.8 del anexo B puede emplearse para determinar los valores de V_f y L_f de cualquier dispositivo con presiones de trabajo mayores de 100 psi.

Con las Figuras 4.7 y 4.8 y las ecuaciones (4.17) y (4.18) se puede determinar rápidamente el valor del área de orificio de la válvula (A).

Los tamaños de orificio de las válvulas de seguridad generalmente son designados por letras como se muestra en la Tabla 4.4 inferior:

TABLA 4.4 AREA DE ORIFICIO DE LAS BOQUILLAS.

<u>Designación del orificio</u>	<u>Area del Orificio (pg²)</u>
D	0.110
E	0.196
F	0.307
G	0.503
H	0.785
J	1.287
K	1.838
L	2.853
M	3.600
N	4.340
P	6.380
Q11.050
R ó S16.000
T26.000

4.3.- DIMENSIONAMIENTO DE LAS CONEXIONES GENERALES

Las conexiones generales pueden clasificarse como bifurcadores, reductores, expansores y desviadores. - Otro tipo de conexiones como: Tees, cruz, codos, etc. pueden ser llamados conexiones de bifurcación.

Las conexiones reductoras o expansoras, son aquellas que cambian el área de flujo.

Los otros tipos de conexiones son aquellas que cambian la dirección de flujo. Por supuesto, que algunos otros tipos de conexiones pueden ser combinaciones de cualquiera de los anteriormente citados.

El dimensionamiento de las conexiones generales, es un tema de especial interés para la ingeniería de detalle. Aunque está fuera del alcance del presente trabajo, conviene mencionarlos porque forman parte del margen de seguridad que se considera en todo -- proceso de planeación de la ingeniería básica de diseño.

Las publicaciones sobre este tema son numerosas, pero la más completa es la que se indica en la referencia 34.

CAPITULO 5

DISEÑO DE UNA BATERIA DE SEPARACION MODULAR

5.1.- INTRODUCCION

Los pozos exploratorios (si no presentan problemas emergentes durante el período de perforación), permiten evaluar todos -- los niveles de interés comercial. De confirmarse la existencia -- de hidrocarburos en cantidades comerciales, son declarados descu**br**idores de sus respectivos campos.

En ocasiones, para manejar la producción de los fluidos ob**u**tenidos de los primeros pozos, se hacía necesaria la construcción de baterías de separación provisionales (debido a que las operac**o**nes en tierra ofrecen considerables amplitudes), en tanto se desarrollaran completamente los nuevos campos descubiertos y, de los resultados se decidía la conveniencia de construir instalac**o**nes definitivas de producción.

Sin embargo, en años recientes, esta técnica resulta ser -- poco flexible y funcional tanto operacional como económicamente a consecuencia de los siguientes factores :

- a.- Los nuevos campos descubiertos por PEMEX en la zona -- Sur consisten de formaciones de alta productividad.
- b.- Se manejan pozos individuales con una capacidad produc**t**iva muy grande (de 20 a 30,000 barriles de aceite por día principalmente los de la estructura cretácica).

c.- Es característica propia de estos campos, la fuerte declinación de sus yacimientos en períodos cortos de explotación.

De esta manera, en la zona petrolera del Sur, para el diseño de las nuevas baterías de separación se recomienda el concepto de instalación de "módulos" montados sobre patines.

El diseño "modular" tiene la ventaja de ser muy flexible, ya que puede ampliarse fácilmente mediante la instalación de módulos adicionales. Posteriormente, cuando se inicia la declinación de los yacimientos, permite reducir la capacidad de manejo de las estaciones al retirar módulos, mismos que pueden ser utilizados en otras localizaciones.

Tomando en cuenta estas consideraciones, para cumplir con el objetivo principal de este trabajo, se diseñará una estación modular con una capacidad de manejo de 50000 barriles de aceite por día con la información preliminar obtenida del pozo Comoapa 1-A.

5.2.- CAPACIDAD DE PROCESO DE LA ESTACION MODULAR.

La capacidad de proceso de las estaciones modulares a diseñarse en el orden de 50 000 barriles de aceite por día se basa en las pruebas de producción efectuados al pozo Comoapa 1-A.

La información preliminar obtenida es la siguiente:

- 5.2.1. El volumen medido de aceite es de $842 \text{ m}^3/\text{día}$ (5296 BPD).
- 5.2.2. El volumen de gas a producirse, tomando en cuenta la relación gas-aceite reportada de $335 \text{ m}^3/\text{m}^3$ ($1881 \text{ pie}^3/\text{Bbl}$), es del orden de 9.96 MMPCD.
- 5.2.3. La máxima producción de aceite y gas esperada por pozo de acuerdo al comportamiento de los pozos en campos vecinos y una relación gas aceite promedio de $632 \text{ m}^3/\text{m}^3$ ($3550 \text{ pie}^3/\text{Bbl}$) es:

$$q_o = 10\ 000 \text{ BPD}$$

$$q_g = 35.5 \text{ MMPCD}$$

- 5.2.4. La información preliminar no reporta presencia de agua.
- 5.2.5. El volumen total de gas a manejarse para los 50 000 barriles de aceite, tomando en cuenta la relación gas-aceite del pozo mencionado es del orden de 94. MMPCD.

5.3.- DISEÑO DE LA ESTACION MODULAR.

El dimensionamiento de la batería de separación en forma modular está contenido en el anexo A. La explicación de las principales áreas de proceso que se dará a continuación se basa en los diagramas de flujo que se presentan en el anexo B.

5.3.1. DETERMINACION DE LAS PRESIONES OPTIMAS DE SEPARACION

Para determinar las presiones óptimas de separación se empleó el método de optimización de sistemas de separación en etapas para una mayor recuperación de líquidos. La operación de sistemas de separación bajo estas condiciones, permite obtener incrementos importantes en los volúmenes de aceite recuperados a las condiciones atmosféricas y un mayor grado de estabilización de ambas fases como se mencionó en el primer capítulo de este trabajo.

La estación modular fué proyectada para efectuar la separación de aceite y gas en cuatro etapas, tomando como base el reporte del análisis PVT de muestras de fluidos recuperados del pozo Comoapa 1-A.

Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

- a. Primera etapa: 1000 psi (1014.7 psia, Separadores de alta).
- b. Segunda etapa: 200 psi (214.7 psia, Separadores intermedios).
- c. Tercera etapa: 25 psi (39.7 psia, Separadores de baja).
- d. Cuarta etapa: 0 psi (14.7 psia, Tanque de almacenamiento).

En este caso se dejaron como presiones fijas: la presión de la primera etapa por razones de entrega de gas, la presión atmosférica en la última etapa, así como 75°F de temperatura para todas las etapas de separación, quedando por optimizar las presiones de las etapas intermedias.

De las figuras 5.1, 5.2 y 5.3 del anexo, se observa que los valores mínimos de relación gas-aceite, factor de volumen de aceite y máximo valor de la densidad API del aceite son:

$$RGAT = 1777 \text{ pie}^3/\text{Bbl}$$

$$Bob = 2.011 \text{ Bbl/Bbl}$$

$$\text{Densidad} = 39.364 \text{ }^\circ\text{API}$$

Valores que corresponden a las presiones óptimas de la segunda y tercera etapa respectivamente, es decir:

$$P_2 = 214.7 \text{ psia}$$

$$P_3 = 39.7 \text{ psia}$$

5.3.2.- AREA DE RECOLECCION

Para satisfacer las necesidades actuales de la estación modular, se hace necesario disponer de un múltiple de recolección con un mínimo de 8 entradas, -

considerando una producción promedio de 6250 BPD de aceite por pozo.

El dimensionamiento de las líneas de entrada no forman parte de este trabajo ya que deben ser determinadas mediante un diseño combinado de tuberías de producción y líneas de descarga.

Las líneas de salida del múltiple de recolección -- fueron dimensionados en el apéndice # empleando el método de Eaton y colaboradores.⁽³²⁾

Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

Línea de grupo : 4.5 pulgadas (O.D)

Línea de prueba: 2.875 pulgadas (O.D)

Estos diámetros son suficientes para manejar la producción total deseada (50,000 BPD de aceite, 89.9 MMPCD de gas) y la máxima producción esperada por pozo (10,000 BPD de aceite, 35.5 MMPCD de gas), respectivamente. Sin embargo, para evitar el uso de reducciones con las conexiones del separador y mejorar las condiciones de flujo, se pueden emplear líneas de 6 pulgadas (diámetro nominal) a la salida del múltiple de recolección.

5.3.3. AREA DE SEPARACION

Durante las pruebas preliminares del pozo Comoapa -

1-A no se registró presencia de agua, por lo que, para manejar los fluidos producidos se puede disponer de separadores convencionales (dos fases).

Para separar la mezcla gas-aceite del campo Comoapa se eligieron separadores de diseño horizontal principalmente por su mayor capacidad de manejo de líquido, eficiencia de separación y otras ventajas que ofrecen sobre los de diseño vertical como se explicó ampliamente en el segundo capítulo de este trabajo.

El dimensionamiento de los separadores se efectuó empleando el método analítico ya que tanto las características de los fluidos como las condiciones de operación difieren bastante de las condiciones específicas de operación de los métodos gráficos.

Del cálculo efectuado, las características y capacidades de proceso, de acuerdo a las presiones de operación obtenidos son los siguientes:

A. Separadores de Grupo.

A.1.- Primera etapa

Tipo	: Horizontal - 2 fases
Dimensiones	: 72" x 20'
Presión máx. de trabajo	: 1200 psi

Presión de operación : 1000 psi
 Temperatura de operación : 75°F
 Cap. de manejo de líquidos : 17425 BPD (a.c.s.)
 Cap. de manejo de gas : 162 MPCD.

A.2.- Segunda etapa

Tipo : Horizontal -2 fases
 Dimensiones : 72" x 20'
 Presión máx. de trabajo : 500 psi
 Presión de operación : 200 psi
 Temperatura de operación : 75 °F
 Cap. de manejo de líquidos : 19970 BPD (a.c.s.)
 Cap. de manejo de gas: 45.2 MMPCD

A.3. Tercera etapa

Tipo : Horizontal -2 fases
 Dimensiones : 72" x 20'
 Presión máx. de trabajo : 125 psi
 Presión de operación : 25 psi
 Temp. de operación : 75°F
 Cap. de manejo de líquidos : 20809 Bbl (a.c.s.)
 Cap. de manejo de gas : 10.9 MMPCD

B.- Separadores de Prueba

Los separadores de prueba reúnen las mismas ca-

racterísticas que los separadores de grupo. Se dimensionaron de esta manera para dar mayor funcionalidad a la estación modular.

Las capacidades tanto de los separadores de grupo como los de prueba fueron determinados considerando un tiempo de retención de dos minutos y una altura de líquido equivalente a $1/3$ del diámetro exterior de cada unidad.

Debido a que no se tiene mayor información acerca de las características del líquido producido, se tomó como márgen de seguridad dos minutos de tiempo de residencia del líquido en el separador por si tendiera a formar espuma. De confirmarse la formación de espuma, conviene efectuar estudios del grado de estabilidad de la espuma formada, con el objeto de inyectar reactivos antiespumantes si fuera necesario o de revisar el dimensionamiento para ver la posibilidad de añadir un tren de separación al ya existente.

De acuerdo con el diseño efectuado, las dimensiones de los separadores de segunda y tercera etapas resultaron similares a las dimensiones de los separadores de primera etapa. Si bien es cierto que estos separadores (2a. y 3a. etapas) manejan volúmenes inferiores de líquido a los de la primera etapa, no obstante, que su capacidad nominal de proceso es mayor debido a las nuevas condiciones de presión, el diámetro de 72 pg se justifica por el hecho de no encontrarse en el mercado un diámetro comercial que corresponda al -

valor obtenido en el diseño. Cabe destacar que el diámetro comercial más próximo al calculado es de 60 pg, cuya capacidad nominal impide manejar los volúmenes requeridos.

Para el volumen total de fluidos a manejarse en la estación modular se hace necesario emplear en la sección de grupo - tres separadores de 72" x 20' x 1200 psi para la primera - etapa, con los cuales, se puede procesar 52275 BPD de aceite y 486 MMPCD de gas. Tres separadores de 72" x 20' x 500 psi para la segunda etapa y otras tres unidades de 72" x 20' y 125 psi para la tercer etapa de separación, respectivamente.

El tren de separadores de prueba está sobredimensionado para los requerimientos individuales de los pozos, pero puede ser muy útil para incrementar hasta 69 700 BPD de - aceite y 648 MMPCD de gas la capacidad de proceso de la estación modular si fuese necesario.

Finalmente, si los motores tanto de los compresores como de las bombas son de combustión interna accionados por gas, - el consumo de combustible es aproximadamente del orden de 1.0 MMPCD para la potencia calculada (Bombas Q_g (PCD) = 276 BHP, compresores Q_g (PCD) = 240 BHP), así como para suministrar gas al sistema de instrumentación, conviene instalar un depurador vertical de gas de las siguientes características:

Tipo : Vertical -2 fases
 Dimensiones : 30" x 10'
 Presión máx. de trabajo : 1200 psi
 Presión de operación : 100 psi
 Temperatura de operación: 70°F
 Capacidad de manejo de gas: 3.7 MMPCD
 Capacidad de man. de líq: 2517 BPD

Como se requiere que el gas tanto para las unidades de -- transferencia de fluidos como para el sistema de instrumentación tenga la menor humedad posible, conviene aprovechar el gas separado en la primera etapa, porque de acuerdo al - cálculo flash es el que presenta mayor cantidad de hidro-- carburos livianos y menor densidad relativa.

El cálculo de la capacidad de tratamiento de este dispositivo se efectuó empleando el método analítico considerando un minuto de tiempo de retención y una altura de líquido - equivalente al diámetro exterior del depurador.

5.3.4. AREA DE ALMACENAJE

Para manejar el líquido separado de acuerdo a la capacidad de proceso de la estación modular, se hace necesario disponer de dos tanques: 15000 y 60 000 Bbl de capacidad de almacenamiento. El tanque de menor capacidad será empleado para verificar la medi-

dición que se haya llevado a cabo en el tren de separadores de prueba y tomar muestras representativas del pozo probado.

El tanque de mayor capacidad será empleado para almacenar el líquido obtenido en los separadores de grupo. Este tanque será a la vez, una fuente de alimentación permanente para las unidades de bombeo. - La capacidad de almacenamiento se determinó en relación a la máxima producción individual y total esperado a manejarse en la estación modular con sus respectivos márgenes de seguridad que garantizan una operación normal.

Las líneas de alimentación tanto de los separadores de la tercera etapa al tanque de almacenamiento de mayor capacidad, como de éste a las bombas de transferencia, de acuerdo al dimensionamiento efectuado en el anexo A, serán de 8 pulgadas de diámetro nominal.

5.3.5. AREA DE COMPRESION

A consecuencia de que los volúmenes liberados en la segunda y tercera etapa de separación son elevados, se hace indispensable comprimirlos a la presión requerida por las plantas de tratamiento, de tal forma, que se pueda aprovechar el mayor volumen posible de gas liberado en el área de los separadores.

El dimensionamiento de las unidades de compresión, de acuerdo al efectuado en el Anexo A presenta las siguientes características generales:

A.- Requerimientos de potencia en la segunda etapa de separación.

A.1.- Propiedades del gas natural

Peso molecular (PM) : 23.730 Lbm/Lb-mol
Relación de calores específicos (k) : 1.240
Densidad relativa (SG) : 0.818
Densidad a las condiciones base : 0.071 Lbm/pue³
Factor de compresibilidad a las condiciones de succión : 0.927

A.2. Condiciones de Compresión

Presión de succión (Ps) : 214.7 psia
Presión de descarga (P_D) : 1014.7 psia
Temperatura de succión : 70°F
Gasto de gas (Q_{gacs}) : 22.76 MMPCD*
Relación de compresión (Rc) : 2.174 (2 etapas)

Como se observa, de acuerdo a las condiciones de compresión, resulta que la relación de compresión es mayor de 4 ($R_c > 4$) por lo que es necesario comprimi-

* Este gasto incluye el volumen de gas liberado en la Tercera etapa

mir el gas de la segunda etapa en 2 etapas de compresión de acuerdo a las siguientes características de presión:

Primera etapa de compresión: 214.7 - 466.7 psia

Segunda etapa de compresión: 466.7 - 1014.7 psia

La potencia al freno requerida para comprimir el volumen total de gas liberado en la segunda y tercera etapa de separación considerando una eficiencia adiabática total de 75% es:

$$\text{BHP} = 2144$$

B.- Requerimientos de potencia en la tercera etapa de separación.

B.1. Propiedades del gas natural

Peso molecular (PM)	:	37.420	Lbm/Lb-mol
Relación de calores específicos (k)	:	1.166	
Densidad relativa (SG)	:	1.290	
Densidad a las condiciones base	:	0.098	Lbm/pie ³
Factor de compresibilidad a las condiciones de succión	:	0.906	

B.2.- Condiciones de compresión

Presión de succión (Ps)	:	39.7	psia
Presión de descarga (P _D)	:	214.7	psia
Temperatura de succión (Ts)	:	70°F	
Gasto de gas (Qgacs)	:	5.63	MMPCD
Relación de compresión (Rc)	:	2.326	(2 etapas)

Nuevamente se hace indispensable comprimir el gas en 2 etapas de compresión ($Rc > 4$), bajo las siguientes características de presión:

Primera etapa de compresión:	39.7 - 92.3	psia
Segunda etapa de compresión:	92.3 - 214.7	psia

La potencia al freno requerida para comprimir el gas en la tercera etapa, considerando una eficiencia -- adiabática total de 75% es la siguiente:

$$BHP = 551$$

5.3.6. AREA DE BOMBEO

Del dimensionamiento de las unidades de bombas efectuado en el Anexo A y tomando en cuenta las consideraciones del problema, se obtuvo una carga neta positiva disponible (NPSHA) de 48.9 pies (17.5 psi). Para estas condiciones el nivel mínimo de líquido a mante

nerse en el tanque es de 25 pies (para 50 pies de altura de tanque). En la selección de las unidades de bombeo, se debe tener cuidado de que el NPSHR dado - por las compañías fabricantes sea menor al NPSH disponible ($NPSHR \leq NPSHA$) para evitar problemas de cavitación futuros.

Tomando en cuenta la carga neta positiva disponible calculada, la potencia requerida al freno para una eficiencia de 90% es del orden de 650 (BHP).

La línea de alimentación del tanque de mayor capacidad (60000 Bbl) a las bombas estará constituida por una de 8 pg de diámetro nominal de acuerdo al dimensionamiento efectuado en el Anexo A.

CAPITULO 6

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

- 1.- El proceso de separación de mezclas gas-aceite en varias etapas, permite una mayor recuperación de hidrocarburos líquidos por la incorporación de los componentes intermedios a las fracciones más pesadas.
- 2.- Tomando en consideración que los hidrocarburos líquidos de alta gravedad API son los de mayor valor comercial y que la demanda por el gas natural es cada día mayor, el proceso de separación en etapas es un imperativo; pudiendo llegarse a requerir hasta 6 etapas de separación bajo condiciones óptimas de operación.
- 3.- El aspecto más importante en el diseño de una batería de separación es, indudablemente, la determinación de las presiones óptimas de operación. Por constituir los separadores la parte fundamental del proceso de separación, su rendimiento (eficiencia) incide directamente en el funcionamiento del resto de las instalaciones. Este aspecto es determinante ya que puede redundar en beneficios o pérdidas económicas significativas.

4.- Con base a la información proporcionada, las presiones óptimas de separación determinadas para la segunda y tercera etapas, 200 y 25 psi, respectivamente, son relativamente bajas en relación a la presión de la primera etapa (1000 psi).

5.- Los resultados obtenidos en este estudio sobre presiones de operación de los separadores, son muy similares a los presentados por la compañía norteamericana Core-Lab; a continuación se muestran cuadros comparativos a manera de ilustración:

Parámetros obtenidos	Core-Lab	Método empleado en este trabajo	Discrepancia (porciento)
RGA_T (pie ³ /Bbl)	1712.000	1777.000	+ 4
Bob (Bbl/Bbl)	1.974	2.011	+ 2
°API	39.500	39.364	- 0.34

Número de etapa	Core-Lab	Método empleado en este trabajo	Discrepancia (porciento)
Primera	1000 psi	1000 psi	-
Segunda	140 psi	200 psi	+ 43
Tercera	20 psi	25 psi	+ 25
Cuarta	0 psi	0 psi	-
Temperatura	80°F	75°F	-6

- 6.- Se comprobó la bondad de la ecuación de estado de Peng-Robinson al lograr reproducir satisfactoriamente las condiciones de presión de burbujeo y temperatura de yacimientos medidas de 5370 psi y 266°F, respectivamente.
- 7.- El dimensionamiento de los separadores no es una ciencia exacta, debido a que no obstante de ser conocidas la mayor parte de las características de los fluidos, el diámetro de las partículas de líquido a separarse y la tendencia del aceite a formar espuma no siempre son determinados en forma precisa. Esta última, es la causa principal del funcionamiento ineficiente de los separadores.
- 8.- Si se emplean las características propias de los fluidos producidos en el dimensionamiento de los separadores aplicando las expresiones analíticas, los resultados que se logran difieren bastante de los obtenidos aplicando las condiciones específicas de diseño que proporcionan las compañías fabricantes de equipos (métodos gráficos).
- 9.- Los requerimientos de potencia obtenidos para las unidades de compresión no necesariamente son los mínimos, pero se aproximan por la mínima relación gas-aceite (RGAT) conseguida en la etapa de optimización de presiones.

10.- Se considera que el procedimiento desarrollado en este trabajo permite aplicar ingeniería básica en el diseño de baterías modulares en forma práctica y sencilla; lográndose obtener parámetros de diseño con menores desviaciones entre lo calculado y las condiciones reales.

RECOMENDACIONES

Con base a los resultados obtenidos en el presente trabajo, se presentan las siguientes recomendaciones:

- 1.- Para el proceso de separación gas-aceite en el campo Comoapa, se recomienda emplear un mínimo de cuatro etapas de separación, siendo las presiones óptimas de operación para la segunda y tercera etapas de 200 y 25 psi, respectivamente.
- 2.- Se sugiere no cambiar por otras condiciones de operación que no sean las específicamente calculadas, ya que se ocasionan problemas considerables en la eficiencia de separación y consecuentemente se originan pérdidas económicas substanciales por el arrastre de líquido en la corriente de gas.
- 3.- Si el gas va a ser enviado al quemador, se debe concentrar la atención en obtener la máxima recuperación de líquidos, lo cual obviamente se logrará analizando las condiciones de presión y temperatura de la primera etapa de separación. Si éste fue-

ra el caso, se sugiere tomar la presión más alta -
contra la cual pueda fluir el pozo y la optimización del
número de etapas de separación acoplado con una -
evaluación económica.

- 4.- En la etapa de diseño de los separadores se debe contar con pruebas de laboratorio y campo sobre -
la tendencia del aceite a formar espuma, así como su grado de estabilidad, puesto que suposiciones erróneas pueden redundar en diseños excesivos o -
insuficientes, provocando obviamente graves desa--
justes operacionales y económicos.
- 5.- No es recomendable descartar un diseño de propor-
ciones aparentemente excesivas, puesto que su cos
to puede resultar mínimo si se compara con los -
gastos en que se puede incurrir al diseñar en plan
conservador dispositivos limitados en capacidad y
conducción de fluidos.
- 6.- Por el elevado volumen de gas que se libera en la
última etapa de separación (tanques de almacenaje)
y sus consecuencias ecológicas, se sugiere instalar
recuperadores de vapor en los tanques de almacena-
miento para todas las estaciones modulares a insta
larse en el campo Comoapa.
- 7.- Se recomienda trabajar intensamente sobre las ecua

ciones de estado, ya que de sus resultados depende la selección de las condiciones de operación más adecuadas.

NOMENGLATURA

SIMBOLOS	UNIDADES
A_f = Area de flujo de gas en el separador	pies ² , pg ²
A_L = Area ocupada por el líquido en el separador.	pies ² , pg ²
A_p = Area de la partícula de líquido	pies ² , pg ²
A_T = Area total del separador, de la tubería.	pies ² , pg ²
a = Aceleración debido a la fuerza centrífuga.	pie/seg ²
acf = A condiciones de flujo o escurrimiento.	
acs = A condiciones estándar o superficiales	
ampc = Miles de pies cúbicos por día a condiciones de flujo	
B_g = Factor de volumen del gas	pie ³ acf/pie ³ acs
B_o = Factor de volumen del aceite	pie ³ acf/pie ³ acs
B_{ob} = Factor de volumen del aceite a la presión de burbujeo.	pie ³ acf/pie ³ acs.
BHP = Potencia al freno	
BPD = Barriles por día	
BS&B = Black and Sivalis corp.	
C_p = Capacidad calorífica a presión constante	
C_v = Capacidad calorífica a volumen constante	
D = Diámetro interior	pies, pg

De = Diámetro exterior	pies, pg
Dc = Diámetro interior calculado	pies, pg
dp = Diámetro de una gota esférica de líquido.	pies, micras
Ds = Diámetro interior supuesto	pies, pg
E = Eficiencia	adim
Ea = Eficiencia adiabática	adim
Ea _T = Eficiencia adiabática total	adim
Em = Eficiencia mecánica	adim
Ep = Eficiencia politrópica	adim
Fc = Fuerza centrífuga que actúa sobre una partícula de líquido.	Lbm-pie/seg ²
f = Fuerza de fricción, coeficiente de arrastre	adim
GHP = Potencia transmitida al gas	
g = Aceleración de la gravedad	pie/seg ²
gc = Constante de proporcionalidad	Lbm-pie/Lbf-seg ²
H = Carga de compresión	Lbf-pie/Lbm
h = Altura de nivel de líquido en el separador	pies
ha = Carga de aceleración	pies
hf = Pérdidas friccionales	pies
hp = Potencia teórica	
hs = Carga estática de succión	pies
IHP = Potencia teórica isentrópica	
Is = Elevación estática a la succión	pies

k	= Relación de calores específicos, coeficiente adiabático	adim.
k_s	= Constante empírica de dimensionamiento de separadores	
L	= Longitud del separador, tubería	pies
MC_p	= Capacidad calorífica molar o presión constante	
MC_v	= Capacidad calorífica molar a volumen constante	
M_i	= Peso molecular	Lbm/Lbmol.
$MPCD$	= Miles de pies cúbicos por día, acs	
$MMPCD$	= Millones de pies cúbicos por día a.c.s.	
m	= Exponente politrópico	adim
m_p	= Masa de una partícula de líquido	Lbm
$NPSH$	= Carga neta positiva de entrada	pies, psi.
$NPSHA$	= Carga neta positiva disponible	pies, psi.
$NPSHR$	= Carga neta positiva requerida	pies, psi
N_{Re}	= Número de Reynolds	adim
n	= Número de moles	adim
nc	= Número de etapas de compresión	adim
$OMPEC$	= Oil Metering and Processing Equipment Corp.	
PCD	= Pies cúbicos por día (ac.s.)	
PM	= Peso molecular	Lbm/Lb-mol.
P_{ma}	= Peso molecular del aire	Lbm/Lb-mol.
PVT	= Presión, volumen, temperatura	

P_a, P_B	= Presión atmosférica del lugar	psia
P_d	= Presión de diseño	psi
P_f	= Presión a condiciones de operación, de flujo	psia
P_m	= Presión a condiciones medias	psia
P_s	= Presión de succión, a condiciones base	psia
p_{Pr}	= Presión pseudo reducida	adim
p_{Tr}	= Temperatura pseudo reducida	adim
P_v	= Presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo	psia
P_1	= Presión a las condiciones de entra da	psia
P_2	= Presión a las condiciones de salida	psia
Q_{gacf}	= Gasto de gas a condiciones de flujo	pie ³ /día
Q_{gacs}	= Gasto de gas a condiciones estándar	pie ³ /día
Q_{Lacs}	= Gasto de líquido a condiciones es- tándar	Bbl/día
Q_{oacf}	= Gasto de aceite a condiciones de - flujo	Bbl/día
Q_{oacs}	= Gasto de aceite a condiciones es-- tándar	Bbl/día
R	= Constante universal de los gases	psia-pie/Lb-mol
R	= Radio interior del cilindro	pies, pg
$RGAT$	= Relación gas-aceite total del sistema	pies ³ /Bbl
R_c	= Relación de compresión	adim.

R_s = Relación de solubilidad	pie ³ /Bbl. acs.
S = Trayectoria radial de una partícula de líquido	pies
SG = Densidad relativa del gas	adim
SGO = Densidad relativa del aceite	adim
S_p = Distancia de paro de una partícula de líquido	pies
T_B = Temperatura base	°F , °R
T_D = Temperatura de descarga	°F , °R
T_f = Temperatura de operación, flujo	°F, °R
T_m = Temperatura media	°F , °R
T_s = Temperatura de succión, estándar	°F , °R
t = Espesor de pared	pies, pg
t_r = Tiempo de retención	minutos
V_f = Volumen a condiciones de flujo	pies ³
V_s = Volumen a condiciones estandar, succión	pies ³
v = Velocidad permisible de gas	pies/seg
V_g = Velocidad del gas	pies/seg
V_L = Volumen disponible para manejar líquido	pies ³
v_m = Velocidad media	pies/seg
v_p = Volumen de una gota de líquido	pies ³
v_T = Velocidad de asentamiento de una partícula	pie/seg
W = Gasto másico de gas	Lbm/min
Z_f = Factor de compresibilidad (ac.f.)	adim.
Z_m = Factor de compresibilidad a condiciones medias de P y T.	adim.

- Zs = Factor de comp. a condiciones de succión, estándar. : adim.
- ρ_g = Densidad del gas Lbm/pie³
- ρ_L = Densidad del líquido Lbm/pie³
- ρ_o = Densidad del aceite Lbm/pie³
- ρ_p = Densidad de las gotas de líquido Lbm/pie³
- ρ_s = Densidad a las cond. de succión, estándar Lbm/pie³
- μ_g = Viscosidad del gas cp., Lbm/pie-seg
- μ_o = Viscosidad del aceite cp., Lbm/pie-seg
- ϵ = Rugosidad efectiva de la tubería pg.

BIBLIOGRAFIA

- ✓ 1.- GARAICOHEA P. FRANCISCO Y NOLASCO M. JESUS: "Criterios para seleccionar las Condiciones de Separación de Aceite y Gas". XVI Congreso Nacional de la AIPM, Enero de 1978.
- 2.- NEMATIZA DE H, F. and GAUL, R.B.: "Wellhead Separator Booster Pumps Hike Iran's Flow Rates". The Oil and Gas Journal. Abril 25, 1977.
- 3.- KRYSKA, T.B., LINSY, W.B. HASZ, J.W.: "Offshore Process System Design Requires Exact Planning". The Oil and Gas Journal. Julio 26, 1976.
- ✓ 4.- PENDING-YU and ROBINSON, D.B.: "A new Two-Constant Equation of State". Ind. Eng. Chem. Fundam., Vol. 15, No. 1, 1976.
- 5.- SMITH VERNON H. .: "Oil and Gas Separators". The Oil Metering and Processing Equipment Corp. Houston. Texas.
- 6.- Engineering Data Book - Natural Gas Processors Suppliers -- Association, 9Th Edition 1972.
- ✓ 7.- WORLEY STEVE M. and LAURENCE LAWTON L.: "Oil and Gas Separation is a Science". Black, Sivalls and Bryson, Inc., Oklahoma City, Okla.
- 8.- NOLASCO JESUS, E.: "Diseño de Separadores de Gas". Revista de Ingeniería Petrolera, Septiembre, 1977.
- 9.- FRICK C. THOMAS: "Petroleum Production Hand book" Vol. 1, Society of Petroleum Engineers of Aime, Dallas Texas, 1962.
- ✓ 10.- SIVALLS, C.R.: "Fundamentals of Oil and Gas Separation Proceedings of the Gas Conditioning Conference, University of Oklahoma, 1977.

- 11.- LEE, A.L., M.H. GONZALEZ and B.E. EAKIN: "The Viscosity of Natural Gases". Journal of Petroleum Technology. August - 1966, pp. 997.
- 12.- BRILL J.P. and BEGGS, H.D., University of Tulsa: "Two-Phase Flow in Pipes", INTERCOMP Course, The Hague, 1974.
- 13.- Pressure Vessel and Piping Design: Design and Analysis, 1972 ASME.
- 14.- CAMPBELL, J.M.: Gas Conditioning and Processing Vol. 1 and Vol. 2 . Campbell Petroleum Series, Second Printing, January, 1978. Okla.
- 15.- IKOKU CHI U, UNIVERSITY OF TULSA: Natural Gas Engineering. A Systems Approach . Penn-well Publishing Company, 1978, Tulsa, Okla.
- 16.- VAZQUEZ MILTON AND BEGGS DALE H.: "Correlation for fluid Physical Property Predictions". Journal of Petroleum Technology June 1980, pp. 968-970.
- 17.- WILLIAM D. Mc. CAIN, Jr.: The Properties of Petroleum fluids . Copyright 1973, The Petroleum Publishing Co. Tulsa, Okla.
- 18.- CAMPBELL, J.M. and WHINERY, K.F.: "A Method For Determining Optimun Second Stage Pressure in Tree Stage Separation". Petroleum Transactions, AIME, 1958, Vol. 213, pp 369-370.
- 19.- STANDING, M.B.: "A Pressure-volume-temperature Correlations for Mixtures of California Oil and Gases". Drill and Prod. Pract. API (1947) pp 275-286.
- 20.- OINSTEIN GLASO.: "Generalized Pressure-volume temperature - Correlations". Journal of Petroleum Technology, May. 1980 pp 785-795.

- 21.- REDLICH, O. and KWONG, J.N.S.: "Chem. Rev., 233 (1949).
- 22.- KENNEDY, J.L.: "Here's what Affects Hp Needs". The Oil and Gas Journal. November 13, 1967.
- 23.- POPAN VICTOR A.: "How to size Gas Compressors". World Oil May. 1981, pp 129-135.
- 24.- NOLASCO, JESUS E.: "Estudio de Separación de Gas" Proyecto D-3450, Informe No. 1, Subdirección de Tecnología de Explotación, 1977, IMP.
- 25.- GULF PUBLISHING COMPANY BOOK DIVISION: Compressor Handbook for the Hydrocarbon Processing Industries . Selected from the Pages of Hydrocarbon Processing, 1979.
- 26.- KATZ, D.L. et al: Handbook of Natural Gas Engineering New York: Mc Graw-Hill Book Co. 1959.
- 27.- SHAW HOWARD C.: "Reciprocating versus Centrifugal Compressors" Pipe Line Industry, May. 1981.
- 28.- HYDRAULIC INSTITUTE STANDARDS FOR CENTRIFUGAL, ROTARY AND RECIPROCATING PUMPS. Thirteenth edition, 1975. by Hydraulic Institute, Cleveland, Ohio.
- 29.- LOZANO VISTUER EDUARDO: "Apuntes de Medición y Transporte de Hidrocarburos. Primera Parte". Fac. de Ingeniería UNAM. (1980).
- 30.- BROWN KERMIT E : The Technology of Artificial Lift Methods Vol. 1, Copyright 1977. Petroleum Publishing Company, Tulsa Okla.
- 31.- DUKLER A.E.: "Gas-Liquid Flow in Pipelines", American Gas - Association, American Petroleum Institute, Vol. 1, "Research Results". May, 1969.

- 32.- EATON, B.A., ANDREUS, D.E., KNOWLES, C.E., SILBERBERG, I.H. And BROWN, K.E.: "The Prediction of Flow Patterns, Liquid, Holdup and Pressure Losses Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Horizontal Pipe Lines"., Trans, AIME (1966).
- 33.- BEGGS, H.D. and BRILL, J.P.: "A study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes", Trans AIME (1973), 607.
- 34.- CRANE: Flow of Fluids Through valves, Fittings and Pipe, Technical Paper No. 410, 1976.
- 35.- PERRY ROBERT H. AND CHILTON CECIL H.: Chemical Engineers Handbook . Mc. Graw-Hill, kogakusha, LTD. Tokio, Japan.
- 36.- FORD, S.D.: "How to design a Gas Pipeline". The Oil and Gas Journal, December 12, 1955.
- 37.- ACUÑA R. ANTONIO, GARAICOCHEA P. FRANCISCO Y LIMÓN H. TOMÁS Flujo multifásico en tuberías . Instituto Mexicano del Petróleo, 1976. Publicación No. 76 BM/204.
- 38.- DREW, T.B., KOO, E.C. and Mc ADAMS, W.H.: "Trans. Am.Inst. Chem. Engrs- 18. 56 (1930).
- 39.- ISA HAND BOOK OF CONTROL VALVES, 1976, Pennsylvania.
- 40.- CAMPBELL, J.M.: "Sizing of Relief Equipment". The Oil and Gas Journal, January 21, 1957.

W
E
R
E
D
E
R
E

ANEXO A

Es conveniente señalar que las propiedades físicas tanto -- del líquido como la del gas a emplearse en este anexo fueron obtenidos del cálculo flash.

1.0.- DIMENSIONAMIENTO DE LAS LINEAS DEL COLECTOR.

Para el dimensionamiento de esta línea se empleó el método de Eaton y colaboradores⁽³²⁾ y los siguientes datos:

$$P_1 = 1050 \text{ psia}$$

$$P_2 = 1014.7 \text{ psia}$$

$$L = 50 \text{ pies}$$

$$Q_o = 50 \text{ 000 BPD}$$

$$RGA = 1777 \text{ pie}^3/\text{Bbl}$$

$$Q_w = 0.0 \text{ BPD}$$

$$B_o = 1.1284 \text{ (a 1050 psia)}$$

$$B_o = 1.229 \text{ (a 1014.7 psia)}$$

$$SG = 0.709$$

$$T_f = 80^\circ\text{F}$$

$$R_s = 299.23 \text{ pie}^3/\text{Bbl} \text{ (a 1050 psia)}$$

$$R_s = 286.98 \text{ pie}^3/\text{Bbl} \text{ (a 1014.7 psia)}$$

El cuadro de resultados obtenidos fué:

DS Pg	A_T pie ²	f	Dc pg
14	1.068	0.0123	0.614
4.73	0.122	0.0061	2.33
4.10	0.0916	0.0031	2.10
3.6	0.0707	0.0031	3.5
3.59	0.0699	0.0031	3.6

De la revisión del cuadro se observa que el diámetro interior (ID) adecuado para manejar las condiciones del problema es 3.6 pulgadas.

Del catálogo de tuberías el diámetro interior más próximo al valor obtenido presenta las siguientes características:

Diámetro exterior = 4.5 pulgadas
 Diámetro nominal = 4.0 pulgadas
 Diámetro interior = 4.026 pulgadas
 Identificación = Schedule No. 40, STD.

1.2. LINEA DE PRUEBA.

De manera similar al caso anterior, empleando el método de Eaton y col. ⁽³²⁾ y los datos siguientes:

Identificación = Schedule No. 40, STD.

2.0.- DIMENSIONAMIENTO DE LAS LINEAS DE GAS

2.1.- LINEAS DE SALIDA DE LOS SEPARADORES DE PRIMERA ETAPA.

De acuerdo al diseño, los separadores de primera etapa tienen una capacidad de proceso nominal mayor que el volumen total a manejarse en la estación modular. En este caso particular, para dimensionar las líneas de salida de estos separadores, se puede tomar como dato, la máxima capacidad de proceso de la estación modular, ya que si se tomara la capacidad de tratamiento del separador se tiende a sobre dimensionar la línea.

Los datos empleados en el dimensionamiento son los siguientes:

$Q_g = 100$ MMPCD	$SG = 0.709$	$P_s = 14.7$ psia
$P_1 = 1014.7$ psia	$T_f = 75^\circ F$	
$P_2 = 1004.7$ psia	$\bar{Z} = 0.7944$	
$L = 70$ pies	$T_s = 60^\circ F$	

Substituyendo datos en la ecuación (4.36) se obtuvo el siguiente diámetro interior:

$$D = 5.4473 \text{ pulgadas.}$$

Del catálogo de tuberías, el diámetro interior más próximo al valor calculado tiene las siguientes características:

Diámetro exterior	=	6.625	pulgadas
Diámetro nominal	=	5.00	pulgadas
Diámetro interior	=	6.065	pulgadas
Identificación	=	Schedule No. 40,	STD.

2.2.- LINEA COLECTORA DE LA PRIMERA ETAPA

Para dimensionar esta línea, se puede tomar como margen de seguridad 1.5 veces la producción total de gas a manejarse en la estación modular por las consideraciones anteriormente señaladas.

Los datos adicionales son los siguientes:

$Q_g = 150$ MMPCD	$L = 150$ pies	$T_s = 60^\circ\text{F}$
$P_1 = 1004.7$ psia	$SG = 0.709$	$P_s = 14.7$ psia
$P_2 = 999.7$ psia	$T_f = 70^\circ\text{F}$	$\bar{z} = 0.80526$

Substituyendo los datos anteriores en la ecuación -- (4.36) se obtuvo el siguiente diámetro interior:

$$D = 8.345 \text{ pulgadas}$$

Del catálogo de tuberías, el diámetro interior más --

próximo presenta las siguientes características:

Diámetro exterior = 10.750 pulgadas

Diámetro nominal = 10.00 pulgadas

Diámetro interior = 10.020 pulgadas

Identificación = Schedule No. 40, STD.

2.3.- LINEAS DE SALIDA DE LOS SEPARADORES DE SEGUNDA ETAPA

En el dimensionamiento de estas líneas se toma la capacidad de tratamiento del separador, ya que normalmente ésta es mayor a los volúmenes reales a manejarse, lo cual da suficiente margen de seguridad.

Los datos adicionales son los siguientes:

$Q_g = 45.2$ MMPCD	$L = 70$ pies	$T_s = 60^\circ\text{F}$
$P_1 = 214.7$ psia	$SG = 0.818$	$P_s = 14.7$ psia
$P_2 = 204.7$ psia	$T_f = 70^\circ\text{F}$	$\bar{z} = 0.9501$

Substituyendo datos en la ecuación (4.36) se obtuvo el diámetro interior siguiente:

$$D = 5.755 \text{ pulgadas}$$

Del catálogo de tuberías, el diámetro interior más próximo al valor calculado presenta las siguientes características:

Diámetro exterior = 6.625 pulgadas
 Diámetro nominal = 6.00 pulgadas
 Diámetro interior = 6.065 pulgadas
 Identificación = Schedule No. 40, STD.

2.4.- LINEA COLECTORA DE LA SEGUNDA ETAPA.

Para dimensionar esta línea, se toma 1.5 veces la capacidad de proceso de gas de uno de los separadores, lo cual, proporciona suficiente margen de seguridad. Los datos adicionales son los siguientes:

$Q_g = 67.8$ MMPCD	$L = 120$ pies	$T_f = 70^\circ\text{F}$
$P_1 = 204.7$ psia	$SG = 0.818$	$T_s = 60^\circ\text{F}$
$P_2 = 199.7$ psia	$Z = 0.95205$	$P_s = 14.7$ psia

Substituyendo los valores anteriores en la ecuación (4.36) se obtuvo el siguiente diámetro interior:

$$D = 8.502 \text{ pulgadas}$$

Del catálogo de tuberías, el diámetro interior más próximo al valor calculado presenta las siguientes características.

Diámetro exterior = 10.750 pulgadas
 Diámetro nominal = 10.00 pulgadas
 Diámetro interior = 10.020 pulgadas

Identificación = Schedule No. 40, STD.

2.5.- LINEAS DE SALIDA DE LOS SEPARADORES DE TERCERA ETAPA

Estas líneas se pueden dimensionar siguiendo el mismo criterio de la segunda etapa.

Datos:

$Q_g = 10.9$ MMPCD	$L = 70$ pies	$T_f = 70^\circ\text{F}$
$P_1 = 39.7$ psia	$SG = 1.29$	$T_s = 60^\circ\text{F}$
$P_2 = 33.7$ psia	$Z = 0.97466$	$P_s = 14.7$ psia

Substituyendo los valores anteriores en la ecuación (4.36) se obtuvo el siguiente diámetro interior:

$$D = 5.638 \text{ pulgadas}$$

Del catálogo de tuberías, el diámetro interior que más se aproxima al valor calculado tiene las siguientes características:

Diámetro exterior = 6.625 pulgadas

Diámetro nominal = 6.00

Diámetro interior = 6.065 pulgadas

Identificación = Schedule No. 40, STD.

2.6.- LINEA COLECTORA DE LA TERCERA ETAPA

Para dimensionar esta línea, se tomó la máxima capacidad de proceso de gas de un separador lo cual proporciona suficiente margen de seguridad.

Los datos adicionales son los siguientes:

$Q_g = 10.9$ MMPCD	$L = 100$ pies	$T_i = 70^\circ\text{F}$
$P_1 = 33.7$ psia	$SG = 1.29$	$T_s = 60^\circ\text{F}$
$P_2 = 30.7$ psia	$Z = 0.97807$	$P_s = 14.7$ psia

Substituyendo valores en la expresión (4.36) se obtuvo el siguiente diámetro interior:

$$D = 7.039 \text{ pulgadas}$$

Del catálogo de tuberías, el diámetro interior más -- próximo al valor calculado tiene las siguientes características:

Diámetro exterior	= 8.625 pulgadas
Diámetro nominal	= 8.00 pulgadas
Diámetro interior	= 7.981 pulgadas
Identificación	= Schedule No. 40, STD.

3.0. DIMENSIONAMIENTO DE LAS LINEAS DE ACEITE.

Normalmente los separadores están equipados con líneas de 2.067 pulgadas para el manejo de los líquidos sepa-

rados. Dejando fijos estos diámetros se puede calcular la caída de presión real para determinar los diámetros de las líneas colectoras.

3.1.- CALCULO DE LAS CAIDAS DE PRESION EN LAS LINEAS DE ACEITE DE LOS SEPARADORES DE PRIMERA ETAPA.

DATOS:

$Q_o = 17425$ BPD (acs)*	Dens. = 39.364° API
$P_1 = 1014.7$ psia	SG = 0.709
$L = 50$ pies	$D = 2.067$ pg
$T_s = 60^\circ\text{F}$	$Bo = 1.13538$
$T_f = 70^\circ\text{F}$	$\mu_{oB} = 2.22044$ cp
$P_o = 47.8548$ Lb/pie ³	$E/D = 0.0009$

Substituyendo datos en las ecuaciones (4.6), (4.8) y (4.5) se obtuvieron los siguientes resultados:

$$f = 0.0202$$

$$\Delta P = 92.1 \text{ psi}$$

Luego la presión en el punto de empalme con la línea colectoras de primera etapa será:

$$P_2 = P_1 - \Delta P = 1014.7 - 92.1$$

$$P_2 = 922.6 \text{ psia}$$

* Es la capacidad de manejo de líquido del separador referido a las condiciones estándar.

3.2.- LINEA COLECTORA DE ACEITE DE LOS SEPARADORES DE PRIMERA ETAPA.

DATOS:

$$\begin{array}{ll}
 P_1 = 922.6 \text{ psia} & SG = 0.709 \\
 P_2 = 214.7 \text{ psia} & \bar{\mu}_{oB} = 3.11065 \text{ cp} \\
 Q_o = 52275 \text{ BPD} & \bar{\rho}_o = 49.492 \text{ Lb/pie}^3 \\
 T_s = 60^\circ\text{F} & \bar{B}_o = 1.07098 \\
 \text{Densidad} = 39.364^\circ\text{API} & \bar{Z} = 0.8884 \\
 L = 100 \text{ pies} \\
 T_f = 70^\circ\text{F}
 \end{array}$$

Para elegir el diámetro de la línea colectora existe mayor flexibilidad, ya que la única restricción que se impone es que la caída de presión por fricción no exceda a la diferencia de presión entre la que -- existe en el colector y la de operación de la segunda etapa. Para las condiciones del problema las presiones de entrada al colector y segunda etapa son -- 922.6 psia y 214.7 psia, respectivamente.

Luego:

$$\Delta P_f < P_1 - P_2 = 922.6 - 214.7$$

$$\Delta P_f < 707.9 \text{ psia}$$

La restricción anterior permite utilizar líneas de flujo hasta de 3.068 pg (ID); sin embargo, para evitar el uso de reductores con las conexiones del sepa

parador se puede fijar una línea de 6.065 pulgadas de diámetro interior.

3.3.- CALCULO DE LAS CAIDAS DE PRESION EN LAS LINEAS DE ACEITE DE LOS SEPARADORES DE SEGUNDA ETAPA.

No obstante de que se manejan menores volúmenes reales de líquido en estos separadores debido al encogimiento del aceite al pasar de una etapa a otra, se continuará utilizando la capacidad de proceso de los separadores de primera etapa como margen de seguridad.

DATOS:

$Q_o = 17.425$ BPD	Dens. = 39.364°API	$T_f = 70^\circ\text{F}$
$P_1 = 214.7$ psia	SG = 0.818	$\mu_{oB} = 4.05234$ cp
L = 50 pies	D = 2.067 pg	$\rho_o = 50.763$ Lb/pie ³
$T_s = 60^\circ\text{F}$	Bo = 1.02889	E/D = 0.0009

Substituyendo valores en las ecuaciones (4.6), (4.8) y (4.5), respectivamente, se obtuvieron los siguientes resultados:

$$f = 0.029$$

$$\Delta P = 83.2 \text{ psi}$$

La presión en el punto de empalme con el colector de la segunda etapa será:

$$P_2 = P_1 - \Delta P = 214.7 - 83.2$$

$$P_2 = 131.5 \text{ psia}$$

3.4.- LINEA COLECTORA DE ACEITE DE LOS SEPARADORES DE SEGUNDA ETAPA.

DATOS:

$Q_o = 52275 \text{ BPD}$	$\text{dens.} = 39.364^\circ\text{API}$	$\bar{\mu}_{oB} = 4.5480 \text{ cp.}$
$P_1 = 131.5 \text{ psia}$	$L = 100 \text{ pies}$	$\bar{\rho}_o = 51.179 \text{ Lb/pie}^3$
$P_2 = 39.7 \text{ psia}$	$T_f = 70^\circ\text{F}$	$T_s = 60^\circ\text{F}$
$P_s = 14.7 \text{ psia}$	$SG = 0.818$	$\bar{B}_o = 1.01323$

Siguiendo el mismo criterio del caso anterior, la restricción que se impondrá para elegir el diámetro de la línea colectora será la siguiente:

$$\Delta P_f < P_1 - P_2 = 131.5 - 39.7$$

$$\Delta P_f < 91.8 \text{ psia}$$

El mínimo diámetro que puede emplearse para cumplir con la restricción es 4.026 pulgadas, por tanto, conviene tener una línea de 6.065 pulgadas de diámetro interior para evitar el uso de reductores con las conexiones del separador.

3.5.- CALCULO DE LAS CAIDAS DE PRESION EN LAS LINEAS DE ACEITE DE LOS SEPARADORES DE TERCERA ETAPA.

Es importante la evaluación de las caídas de presión en este sector debido a que frecuentemente se emplean

bajas presiones de operación.

Por lo anterior, se deben tener las menores caídas de presión, de tal forma que la presión disponible en la tercera etapa sea lo suficiente para descargar el líquido en los tanques de almacenamiento o última etapa de separación.

DATOS:

$Q_o = 17425$ BPD	Dens. = 39.364°API	$T_F = 70^\circ\text{F}$
$P_1 = 39.7$ psia	SG = 1.29	$T_s = 60^\circ\text{F}$
L = 10 pies	D = 2.067 pg	$\mu_{os} = 4.652$ cp
$P_s = 14.7$ psia	$B_o = 1.00837$	$\rho_o = 51.425$ Lb/pie ³

Substituyendo valores en las ecuaciones (4.6), (4.8) y (4.5) se obtuvieron los siguientes resultados.

$$f = 0.0212$$

$$\Delta P_1 = 16.4 \text{ psi. o.k.}$$

3.6.- CALCULO DE LAS CAIDAS DE PRESION DESDE LA LINEA COLECTORA AL TANQUE DE ALMACENAMIENTO

Por los resultados obtenidos en los puntos 3.2 y 3.4, conviene instalar en la tercera etapa una línea colectora de 8 pg con el objeto de tener la menor caída de presión.

DATOS:

$$\begin{aligned}
 Q_o &= 52275 \text{ BPD} & D &= 7.981 \text{ pg} & \mu_{o_0} &= 4.7391 \text{ cp} \\
 P_1 &= 23.3 \text{ psia} & \text{Dens.} &= 39.364 \text{ API} & \text{SG} &= 1.29 \\
 L &= 100 \text{ pies} & T_f &= 70^\circ\text{F} & T_s &= 60^\circ\text{F} \\
 P_s &= 14.7 \text{ psia} & B_o &= 1.00602 & \rho_o &= 51.4574 \text{ Lb/pie}^3
 \end{aligned}$$

Substituyendo datos en las ecuaciones (4.6), (4.8) y (4.5) se obtuvieron los siguientes resultados.

$$f = 0.0190$$

$$\Delta P_2 = 1.53 \text{ psi}$$

3.7.- CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION POR LA DIFERENCIA DE ALTURA DEL TANQUE.

DATOS:

$$h = 50 \text{ pies (Altura del tanque)}$$

$$\rho_o = 51.4574 \text{ Lbm/pie}^3$$

$$P = \frac{h \times \rho_o}{144} = \frac{50 \times 51.4574}{144}$$

$$P_3 = 17.87 \text{ psi}$$

3.8.- CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION TOTAL

La caída de presión total será la suma de las caídas de presión que ocurren desde que el líquido sale de la tercera etapa hasta que entra a la última etapa de -

separación tal que:

$$\Delta P_T = \Delta P_{f_1} + \Delta P_{f_2} + \Delta P_{h_3}$$

$$\Delta P_T = 16.4 + 1.53 + 17.87$$

$$\Delta P_T = 35.80 \text{ psi}$$

Considerando que la presión de operación de la tercera etapa es 39.7 psia, la presión de entrada al tanque será ($P_2 = P_1 - \Delta P_T$):

$$P_2 = 3.9 \text{ psia}$$

4.0.- DIMENSIONAMIENTO DE LAS UNIDADES DE COMPRESION

4.1.- REQUERIMIENTOS DE POTENCIA EN LA SEGUNDA ETAPA

DATOS:

$Q_o = 50,000 \text{ BPD}$	$RGA_2 = 342.57 \text{ pie}^3/\text{Bbl}$
$P_D = 1014.7 \text{ psia}$	$RGA_3 = 112.55 \text{ pie}^3/\text{Bbl}$
$P_s = 214.7 \text{ psia}$	$T_b = 60^\circ\text{F}$
$T_s = 70^\circ\text{F}$	$E_{at} = 0.75$

La composición del gas a la salida del separador -- de segunda etapa y el procedimiento de cálculo de las propiedades físicas y termodinámicas del gas se muestra a continuación:

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)
Comp Ci	Frac. Mol	Peso Molecular	MCP a 60°F	(4) x (3)	(3) x (2)
H ₂ S	0.0071308	34.1	8.11	0.058	0.243
CO ₂	0.0335303	44.0	8.76	0.294	1.475
N ₂	0.0094411	28.0	6.95	0.066	0.264
C ₁	0.6819918	16.0	8.46	5.770	10.912
C ₂	0.1722306	30.1	12.32	2.122	5.184
C ₃	0.0642827	44.1	17.13	1.101	2.835
iC ₄	0.0072436	58.1	22.51	0.163	0.421
nC ₄	0.0121952	58.1	22.72	0.277	0.709
iC ₅	0.0026677	72.2	27.61	0.074	0.193
nC ₅	0.0024914	72.2	28.02	0.070	0.180
C ₆	0.0013119	86.2	33.30	0.040	0.113
C ₇ ⁺	0.0054800	215.0	38.61	0.212	1.178
Suma	1.0000000			10.249	23.730

a.- Propiedades físicas del gas

Del cuadro anterior y las ecuaciones (3.15), (3.16), (3.19) y (3.21) se obtuvieron los siguientes valores:

Peso molecular (PM) = 23.730 Lbm/Lb-mol

Densidad relativa (SG) = 0.818

Fact. de Compresibili-
dad (Z) = 0.927

Densidad del gas (ρ_{gacs}) = 0.971 Lbm/pie³

Rel. de Calores especí-
ficos (k) = 1.240

b.- Condiciones de compresión.

Presión de succión (Ps)	=	214.7 psia
Presión de descarga (P _D)	=	1014.7 psia
Temperatura de succión (Ts)	=	70.0°F
Gasto de gas (Q _{gac.s.})	=	22.76 MMPCD*
Relación de compresión (Rc)	=	4.730 (una etapa)
Relación de compresión (Rc)	=	2.174 (dos etapas)

c.- Cálculo del gasto másico, carga y potencia teórica.

Substituyendo valores en las ecuaciones (3.7), (3.8) y 3.6 se obtuvieron los siguientes valores:

Gasto másico (w)	=	1122 Lbm/min.
Carga (H)	=	23563 Lbf-pie/Lbm
Potencia teórica	=	1608 hp

d.- Cálculo de la potencia al freno

Empleando una eficiencia adiabática total de 75% y la ecuación (3.5), se obtuvo:

$$\text{BHP} = 2144$$

e.- Cálculo de la presión de la segunda etapa P₂

$$P_2 = (P_1 P_3)^{0.5} = (214.7 \times 1014.7)^{0.5}$$
$$P_2 = 466.7 \text{ psia}$$

*Este gasto incluye el volumen de gas liberado en la tercera etapa

f.- Cálculo de la temperatura de descarga (T_D)

Substituyendo valores en la ecuación(3.1)

$$T_D = 616^\circ R \text{ (156 } ^\circ F)$$

Por lo que conviene instalar sistemas de enfriamiento y depuradores como dispositivos adicionales por etapa para mantener la temperatura a las condiciones de suc
ción.

4.2.- REQUERIMIENTOS DE POTENCIA EN LA TERCERA ETAPA

DATOS:

$$Q_o = 50\ 000 \text{ BPD}$$

$$RGA_3 = 112.55 \text{ pie}^3/\text{Bbl}$$

$$P_D = 214.7 \text{ psia}$$

$$T_b = 60^\circ F$$

$$P_s = 39.7 \text{ psia}$$

$$E_{at} = 75 \%$$

$$T_s = 70^\circ F$$

La composición del gas a la salida del separador de la tercera etapa y el proceso de cálculo de manera similar al caso anterior se muestra a continuación:

1	2	3	4	5	6
Comp. Ci	Frac. Mol.	Peso Molecular	MCP a 60°F	4 x 3	3 x 2
H ₂ S	0.0194918	34.1	8.11	0.158	0.665
CO ₂	0.0280684	44.0	8.76	0.246	1.235
N ₂	0.0010545	28.0	6.95	0.007	0.030

C ₁	0.2975388	16.0	8.46	2.517	4.761
C ₂	0.3021969	30.1	12.32	3.723	9.096
C ₃	0.2145780	44.1	17.13	3.674	9.463
iC ₄	0.0303009	58.1	22.51	0.682	1.760
nC ₄	0.0536250	58.1	22.72	1.218	3.116
iC ₅	0.0122258	72.2	27.61	0.338	0.883
nC ₅	0.0114457	72.2	28.02	0.321	0.826
C ₆	0.0058710	86.2	33.30	0.196	0.506
C ₇₊	0.0236093	215.0	38.61	0.912	5.076
Suma	1.00000			13.993	37.420

a.- Propiedades físicas del gas

Del cuadro anterior y las ecuaciones (3.15), (3.16), (3.19) y (3.21) se obtuvieron los siguientes resultados:

Peso molecular (PM) = 37.420 Lbm/Lb-mol

Densidad relativa (SG) = 1.29

Fact. de compresibilidad (Z) = 0.906

Densidad del gas (ρ_{gac.s.}) = 0.098 Lbm/pie³

Rel. de calores específicos (K) = 1.166

b.- Condiciones de compresión

Presión de succión (Ps)	=	39.7 psia
Presión de descarga (P _D)	=	214.7 psia
Temperatura de succión (Ts)	=	70.0°F
Gasto de gas (Q _{gac.s.})	=	5.63 MMPCD
Relación de compresión (Rc)	=	6.331 (una etapa)
Relación de compresión (Rc)	=	2.326 (dos etapas)

c.- Cálculo del gasto másico, carga y potencia teórica.

Substituyendo valores en las expresiones (3.7), (3.8) y (3.6) se obtuvieron los siguientes valores:

Gasto másico (w)	=	383 Lbm/min
Carga (H)	=	17783 Lbf-pie/Lbm
Potencia teórica	=	413 hp

d.- Cálculo de la potencia al freno

Empleando una eficiencia adiabática total de 75% y la ecuación (3.5) se obtuvo:

$$\text{BHP} = 551$$

e.- Cálculo de la presión de descarga (P_D)

$$P_2 = (P_1 P_3)^{0.5} = (39.7 \times 214.7)^{0.5}$$

$$P_2 = 92.3 \text{ psia}$$

f.- Cálculo de la temperatura de descarga (T_D)

Substituyendo valores en la ecuación(3.1)

$$T_D = 598^\circ R \text{ (138}^\circ F)$$

En este caso es conveniente instalar sistemas de enfriamiento y depuradores como dispositivos adicionales por etapa para mantener la temperatura a las condiciones de succión ($T_s = 70^\circ F$).

5.0.- DIMENSIONAMIENTO DE LAS UNIDADES DE BOMBEO.

DATOS:

$$Q_o = 5 \text{ 0000 BPD}$$

$$P_b = 14.7 \text{ psia}$$

$$D = 7.981 \text{ pg}$$

$$\text{Densidad} = 39.364^\circ \text{API}$$

$$T = 90^\circ F$$

$$\mu_o = 4.55 \text{ cp}$$

$$T_b = 60^\circ F$$

$$P_v = 5. \text{ psia (Presión de vapor)}$$

$H = 107$ pies (elevación del nivel de líquido en el tanque al centro de la línea de succión de la bomba)

$h = 82$ pies (elevación de la carga muerta del tanque al centro de la línea de succión de la bomba).

a). Cálculo de la caída de presión por fricción.

Empleando las ecuaciones(4.6),(4.8)y(4.5)se determinaron los siguientes valores:

$$NRe = 105009$$

$$f = 0.0190$$

$$\Delta Pf = 1.142 \text{ psi}$$

b). Cálculo del NPSHA

$$NPSHA = 2.31 (P_a - P_v - \Delta Pf) / SGo + (H-h)$$

$$NPSHA = 2.31 (14.7 - 5.0 - 1.142) / 0.828 + (107 - 82)$$

$$NPSHA = 48.9 \text{ pies (17.5 psi)}$$

El tipo de bomba que se elija debe tener un NPSHR menor al disponible (NPSHA) para evitar problemas de cavitación.

c). Cálculo de la presión en la línea de succión.

Como por conveniencia $NPSHA \geq NPSHR$

$$h_s = NPSHA + 2.31 (P_v + \Delta Pf - P_a) / SGo$$

$$h_s = 48.9 + 2.31 (5 + 1.142 - 14.7) / 0.828$$

$$h_s = 25 \text{ pies.}$$

Luego:

$$P_{suc.} = h_s + 2.31 (P_a - \Delta Pf) / SGo$$

$$P_{suc.} = 25 + 2.31 (14.7 - 1.142) / 0.828$$

$$P_{suc.} = 62.8 \text{ pies}$$

$$P_{suc.} = 22.5 \text{ psia (Presión mínima de succión)}$$

d). Cálculo de la potencia teórica

Para una presión de descarga requerida de 710 psia --
(50 kg/cm²) y substituyendo valores en la ecuación(3.31)
se obtuvo:

$$\text{Potencia teórica} = 585 \text{ hp}$$

e). Cálculo de la potencia al freno

Considerando una eficiencia de 90% por ser unidades nuevas:

$$\text{BHP} = \text{Pot. teórica/eficiencia} = 585/0.9$$

$$\text{BHP} = 650$$

6.0.- DIMENSIONAMIENTO DE LAS VALVULAS6.1.- VALVULAS DE CONTROL DE PRESION EN EL AREA DE SEPARACION6.1.1.- Separadores de primera etapa

La máxima producción de gas a manejarse en la primera etapa de separación de acuerdo al cálculo flash es del orden de 63.8 MMPCD; sin -- embargo, se puede tomar 1.5 de factor de seguridad (95.7 MMPCD). Para la presión de entrada en la válvula, se consideran las caídas de presión desde la salida de gas del separador hasta la válvula de control de presión.

DATOS:

$$Q_g = 95.7 \text{ MMPCD} \quad k = 1.26 \quad f = 0.0134$$

$$P_1 = 999.7 \text{ psia} \quad Z = 0.80571$$

$$SG = 0.709 \quad \rho_g = 4.4865 \text{ Lbm/pie}^3$$

$$D = 10.020 \text{ pg}^* \quad T_f = 70^\circ\text{F}$$

a.- Cálculo de la caída de presión

Se puede calcular empleando la expresión siguiente:

$$\Delta P = 3.36 \times 10^{-6} W^2 f/d^5 \rho_g \dots\dots (A.1)$$

W = Gasto másico (Lbm/hr)

Substituyendo valores en la ecuación anterior

$$\Delta P = 31.9 \text{ psi}$$

b.- Cálculo del factor de expansión (Y)

$$Y = 1 - X/3 Fk X_t. \dots\dots\dots (4.15)$$

$$X = \Delta P/P_1 = 31.9/999.7 = 0.0319$$

De la Tabla 4.2 para una válvula de simple compuerta tipo tapón (V - Plug).

$$X_T = 0.75$$

* Diámetro de la línea colectora de gas.

233.

$$F_k = 1.26/1.4 = 0.90$$

Substituyendo valores en la expresión del factor de expansión

$$Y = 0.9842$$

c.- Cálculo del coeficiente de la válvula (Cv_v)

Substituyendo valores en la ecuación 4.16

$$Cv_v = 291 \quad \text{OK}$$

Del catálogo de válvulas se debe elegir aquella que tenga en coeficiente de flujo (Cv_v) igual o ligeramente mayor al valor calculado.

Finalmente las características de la válvula de simple compuerta serán:

Diámetro de la válvula: 10.02" (ID)

Tipo de válvula: tapón, V - plug .

Coeficiente de válvula (Cv_v) : 291

6.1.2.- Separadores de segunda etapa

La máxima producción a manejarse en esta etapa de acuerdo al cálculo flash es del orden de 17.2 MMPCD, tomando el mismo criterio del punto anterior (6.1.1) y los datos siguientes:

$$\begin{aligned}
 Q_g &= 25.8 \text{ MMPCD} & z &= 0.95271 \\
 P_1 &= 199.7 \text{ psia} & \rho_g &= 0.8745 \text{ Lbm/pie}^3 \\
 SG &= 0.818 & T_f &= 70^\circ\text{F} \\
 D &= 10.020 \text{ pg.} & f &= 0.0135 \\
 K &= 1.24
 \end{aligned}$$

a. Cálculo de la caída de presión

Substituyendo valores en la expresión (A.1) se tiene:

$$\Delta P = 0.5 \text{ psi.}$$

b. Cálculo del factor de expansión (Y)

$$F_k = 1.24/1.4 = 0.886$$

De la Tabla 4.2 para una válvula de simple compuerta tipo tapón (V - plug).

$$X_T = 0.75$$

$$X = 0.5/199.7 = 0.0025$$

Substituyendo valores en la ecuación (4.15)

$$Y = 0.9987$$

c. Cálculo del coeficiente de la válvula (Cv_1)

Substituyendo valores en la ecuación 4.16

$$Cv_1 = 1611$$

Luego las características de la válvula de simple compuerta serán:

Diámetro de la válvula: 10.02" (ID)
 Tipo de válvula : Tapón - V plug
 Coeficiente de la válvula (Cv_v) : 1611

6.1.3. Separadores de tercera etapa

La máxima producción a manejarse en esta etapa es del orden de 5.62 MMPCD de acuerdo al cálculo flash efectuado. Tomando el mismo criterio que en la primera etapa y los datos siguientes

Q_g = 8.4 MMPCD Z = 0.97919 f = 0.0142
 P₁ = 30.7 psia D = 7.981 pg(ID) ρ_g = 0.20627 lbm/πe³
 SG = 1.20 k = 1.166 T_f = 70°F

a.- Cálculo de la caída de presión

Substituyendo valores en la ecuación(A.1)

$$\Delta P = 0.04 \text{ psi}$$

b.- Cálculo del factor de expansión (Y)

$$F_k = 1.166/1.4 = 0.8329$$

De la Tabla 4.2 para una válvula de simple compuerta tipo tapón (V - plug)

$$X_T = 0.75$$

$$X = 0.04/30.7 = 0.0013$$

Substituyendo valores en la ecuación(4.15)

$$Y = 0.9993$$

c. Cálculo del coeficiente de la válvula (Cv_v)

$$Cv_v = 6020$$

Luego las características de la válvula de simple compuerta serán:

Diámetro de la válvula : 7.981 pg (ID)

Tipo de la válvula : Tapón - V plug

Coeficiente de la válvula: 6020

6.2.- VALVULAS DE CONTROL DE NIVEL EN EL AREA DE SEPARACION

En el dimensionamiento de este tipo de válvulas se tomará en cuenta la máxima capacidad de manejo de líquido del separador de primera etapa.

Los separadores de segunda y tercera etapas, de acuerdo al dimensionamiento tienen una mayor capacidad de proceso nominal, pero obviamente manejarán menores volúmenes de lí-

quido por la liberación parcial del gas disuelto en el --
aceite, aspecto que permite tener suficiente márgen de se-
guridad.

6.2.1. Separadores de primera etapa

DATOS:

$$Q_o = 34850 \text{ BPD (1016.46 GPM)}$$

$$D = 2.067 \text{ pg}$$

$$\text{Densidad} = 39.364^\circ\text{API}$$

$$L = 5 \text{ pies}$$

$$P_1 = 1014.7 \text{ psia}$$

$$\mu_o = 2.22044 \text{ cp}$$

$$B_o = 1.13538$$

$$\rho_o = 47.8548 \text{ Lbm/pie}^3$$

$$SG = 0.709$$

a.- Cálculo de la caída de presión

Para el cálculo de las caídas de presión se toma
rá en cuenta un coeficiente de resistencia total,
el cual, incluye la rugosidad de la tubería y la
resistencia opuesta por la válvula.

$$\Delta P = 18 \times 10^{-6} k \rho Q^2/D^4 \dots \text{ A.2}$$

donde:

$$\Delta P = \text{Caída de presión (psi)}$$

k = Coeficiente de resistencia (depende
del tipo de válvula)

$$\rho = \text{Densidad del líquido (Lbm/pie}^3)$$

$$Q = \text{Gasto de líquido (gpm)}$$

D = Diámetro interior de la tubería (Pg)

Para una válvula tapón de simple compuerta el coeficiente de resistencia de acuerdo a la referencia 34 está dado por:

$$K_1 = 18 F_T$$

F_T depende del diámetro de la tubería, de la misma referencia $F_T = 0.019$ (para $D = 2.067$ "), luego:

$$K_1 = 0.342$$

Substituyendo valores en las ecuaciones (4.6) y (4.8) se obtiene:

$$f = 0.0197$$

Para tuberías el coeficiente de resistencia está dado por:

$$K_2 = f L/D \quad \dots \dots \dots (A.4)$$

$$K_2 = 0.0197 \times 5 \times 12 / 2.067 = 0.5718$$

$$\text{Luego: } K = K_1 + K_2 = 0.342 + 0.5718$$

$$K = 0.9138$$

Finalmente, substituyendo valores en la ecuación (A.2) se tiene:

$$\Delta P = 57.4 \text{ psi}$$

b.- Determinación de tipo de flujo

Para determinar el tipo de flujo se calcula el coeficiente de la válvula para flujo turbulento y laminar, el valor del cociente de ambos coeficientes permite identificar el tipo de flujo como se explicó ampliamente en el Capítulo Cuarto.

Flujo turbulento:

Substituyendo valores en la ecuación (4.11)

$$Cv_1 = 139 \text{ (turbulento)}$$

Flujo laminar:

Para una válvula de simple compuerta tipo tapón (V plug), de la Tabla 4.2 se obtienen los siguientes valores:

$$F_s = 1.05 \quad F_p = 1.0$$

Substituyendo valores en la ecuación (4.13)

$$Cv_1 = 1.0647 \text{ (laminar)}$$

luego

$$\frac{(Cv_1)_{\text{turbulento}}}{(Cv_1)_{\text{laminar}}} = \frac{139}{1.0647} = 130.6 > 20$$

Como la relación de coeficientes es mayor del 11

mite establecido⁽³⁹⁾, el flujo es turbulento por tanto el coeficiente requerido es:

$$Cv_1 = 139$$

Las características de las válvulas serán las siguientes:

Diámetro de la válvula: 2.067 pg
 Tipo de válvula: tapón - V plug
 Coeficiente de la válvula: 139

6.2.2.- Separadores de segunda etapa

DATOS:

$Q_o = 34850$ BPD $L = 5$ pies
 $P_1 = 214.7$ psia $\mu_{oB} = 4.05234$ cp
 $Bo = 1.02889$ $\rho_{ens.} = 39.364^\circ API$
 $\rho_o = 50.7623$ Lb/pie³ $SG = 0.818$
 $D = 2.067$ pg

a). Cálculo de la caída de presión

Como se trata del mismo tipo de válvula que en el caso anterior:

$$K_1 = 0.342$$

Substituyendo valores en las ecuaciones(4.6) -

(4.8) y (A.4) :

$$f = 0.0201$$

$$k_2 = 0.5837$$

$$K = K_1 + K_2 = 0.342 + 0.5837$$

$$K = 0.9257$$

Reemplazando valores en la ecuación (A.2) se tiene:

$$\Delta P = 50.7 \text{ psi}$$

b.- Determinación del coeficiente de flujo C_{v1}

El volumen a manejarse es ligeramente menor al de la primera etapa, por lo que prevalecerán las condiciones de turbulencia.

Substituyendo valores en la ecuación (4.11) :

$$C_{v1} = 134$$

Luego las características de las válvulas serán:

Diámetro de la válvula: 2.067 pg

Tipo de válvula: Tapón - V plug

Coeficiente de la válvula: 134

6.2.3.- Separadores de tercera etapa.

DATOS:

$$Q_0 = 34850 \text{ BPD}$$

$$P_1 = 39.7 \text{ psia}$$

$$L = 5 \text{ pies}$$

$$Bo = 1.00837$$

$$\mu_{OB} = 4.65205 \text{ cp}$$

$$\rho_o = 51.4251 \frac{\text{Lbm}}{\text{Pie}^3} \quad \text{Dens.} = 39.364^\circ \text{API}$$

$$D = 2.067 \text{ pg}$$

$$SG = 1.29$$

a.- Cálculo de la caída de presión.

Para el diámetro de tubería a utilizar (34) $F_T = 0.019$
Reemplazando este valor en la ecuación (A.3):

$$K_1 = 0.342$$

Substituyendo valores en las expresiones (4.6), (4.8) y
(A.4) se obtiene:

$$f = 0.0201$$

$$K_2 = 0.5837$$

$$K = K_1 + K_2 = 0.342 + 0.5837$$

$$K = 0.9257$$

Reemplazando valores en la ecuación (A.2) se obtiene:

$$\Delta P = 49.3 \text{ psi}$$

b.- Cálculo del coeficiente de flujo:

Por las mismas consideraciones anteriores y substituyendo valores en la ecuación (4.11):

$$Cv_1 = 133$$

Luego las características de las válvulas serán las siguientes:

Diámetro de la válvula : 3.068 pg

Tipo de válvula : Tapón - V plug

Coefficiente de la válvula: 133

AMERICAN

OPTIMIZACION DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS PARA
UNA MAYOR RECUPERACION DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS DIAGRA-
MA DE BLOQUES.

DATOS: No. total de componentes de la mezcla, composición de la mezcla, peso molecular y densidad relativa de las fracciones más pesadas, temperaturas de separación, para cada etapa y número de etapas de separación.

Se efectúa el cálculo de equilibrio con la ecuación de estado de Peng-Robinson para cada etapa hasta completar el número deseado de etapas. A continuación, tanto para la mezcla como para cada fase se obtienen los siguientes parámetros:

<u>Fases</u>	<u>Parámetros</u>
Mezcla Líquida	Composición y peso molecular Composición, peso molecular, densidad relativa, densidad másica y número de moles.
Gas	Composición, peso molecular, densidad relativa, densidad másica y número de moles.

Se determina la relación gas-aceite (RGA) por etapa del sistema, la densidad relativa en grados °API del aceite a las condiciones atmosféricas y el factor de volumen del aceite para la presión y temperatura que se desea optimizar.

Se grafican los valores de la RGAT, factor de volumen del aceite (Bob) y densidad relativa del aceite (en °API), contra el juego de valores de presión para la etapa en la que se desea optimizar la presión.

La presión óptima de la etapa correspondiente será aquel punto para el cual se obtienen los valores mínimos de la relación gas-aceite (RGAT), factor de volumen del aceite (Bob) y el mayor valor de la densidad relativa del aceite en °API.

Figura 1.1

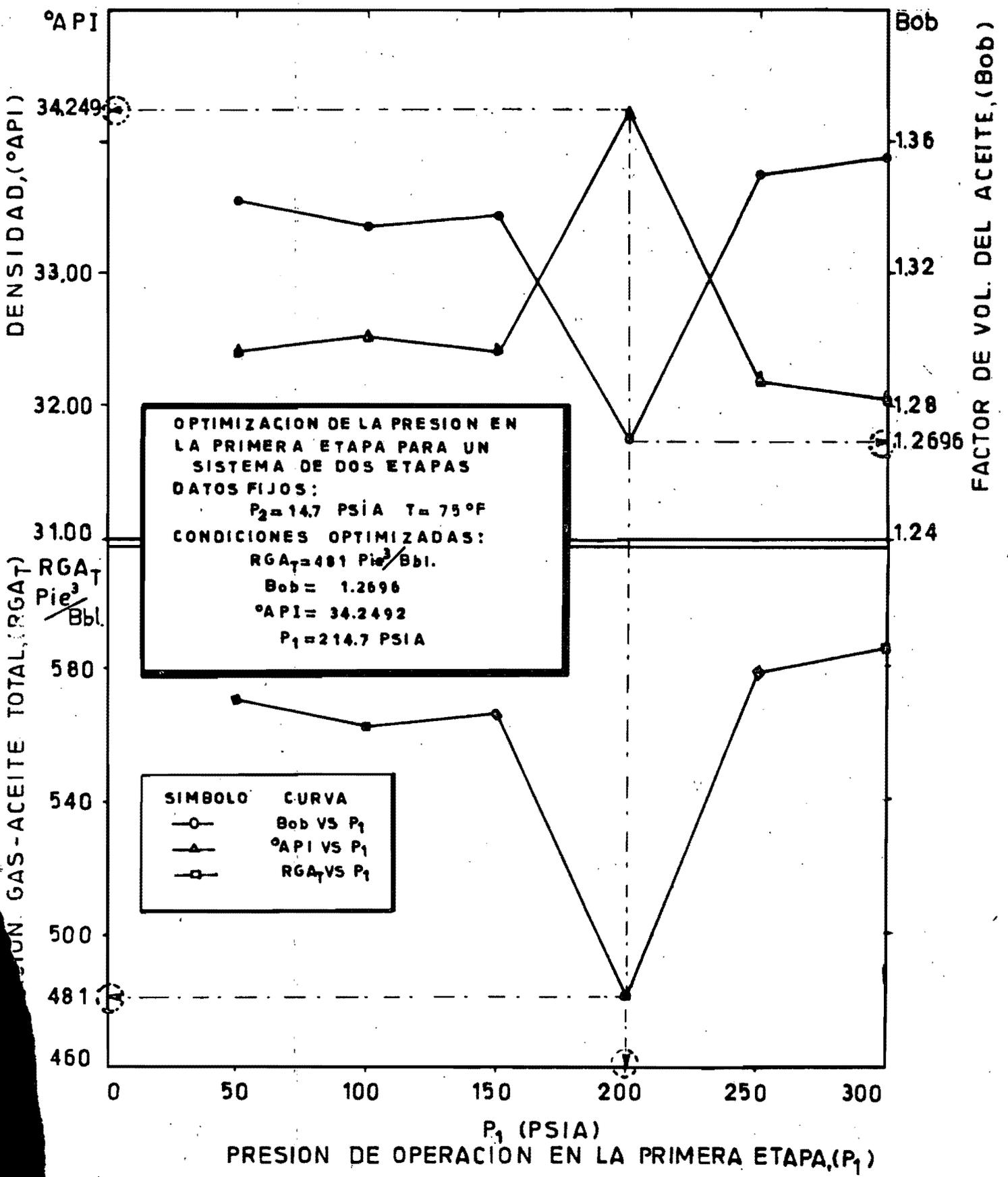


FIG. 1.2

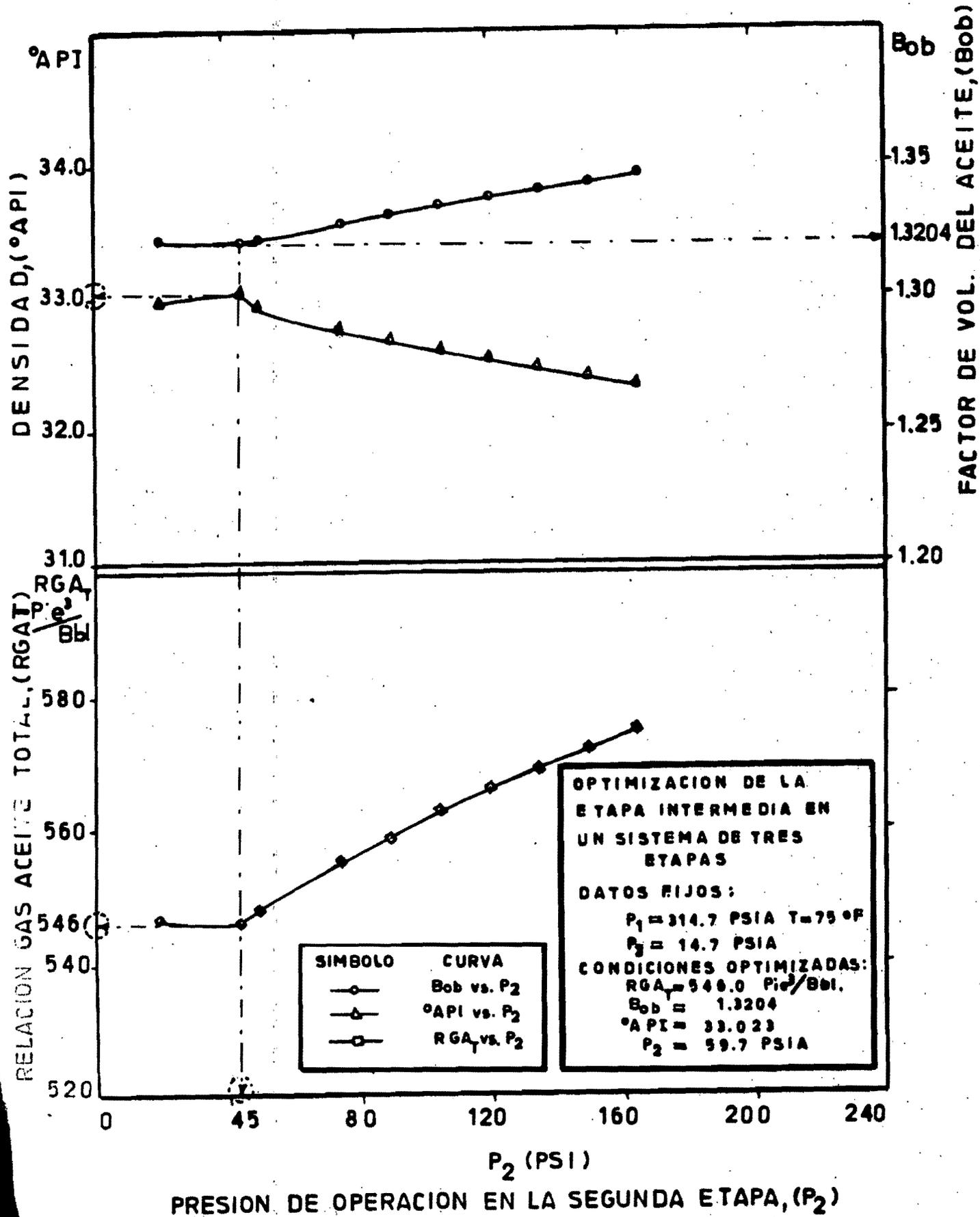


FIG. 1.3

OPTIMIZACION DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS PARA MINIMOS RECONOCIMIENTOS DE COMPRESION. DIAGRAMA DE BLOQUES.

DATOS: No. total de componentes de la mezcla, composición de la mezcla, peso molecular y densidad relativa de las fracciones más pesadas, temperaturas de separación para cada etapa y número de etapas de separación.

Se efectúa el cálculo de equilibrio con la ecuación de estado de Peng-Robinson para cada etapa hasta completar el número deseado de etapas. La información que se obtiene, tanto para la mezcla como para cada fase es la siguiente:

<u>Fase</u>	<u>Parámetros</u>
Mezcla	Composición y peso molecular
Líquido	Composición, peso molecular, densidad másica y número de moles y densidad relativa.
Gas	Composición, peso molecular, densidad relativa, densidad másica y número de moles.

Se determina la relación gas-aceite (RGA) o el gas liberado en cada una de las etapas de separación

Se calcula: la relación de compresión (R_c), el número de pasos de compresión (n_c) si $R_c > 4$ y, finalmente con la ecuación 1.10 se calcula la potencia teórica que se requiere para comprimir el gas separado en cada etapa.

Con la eficiencia total calculada o supuesta por conveniencia⁽²³⁾ se calcula la potencia al freno requerida para comprimir el gas separado en cada etapa.

Se determina la potencia al freno total que se requiere para comprimir el gas liberado en todas las etapas.

Se grafica la potencia al freno requerida (HP/B bl) contra los valores de presión (psia), para la etapa que se desea optimizar. La presión óptima corresponde a aquél punto donde se obtiene la mínima potencia al freno

FIG. 1.5

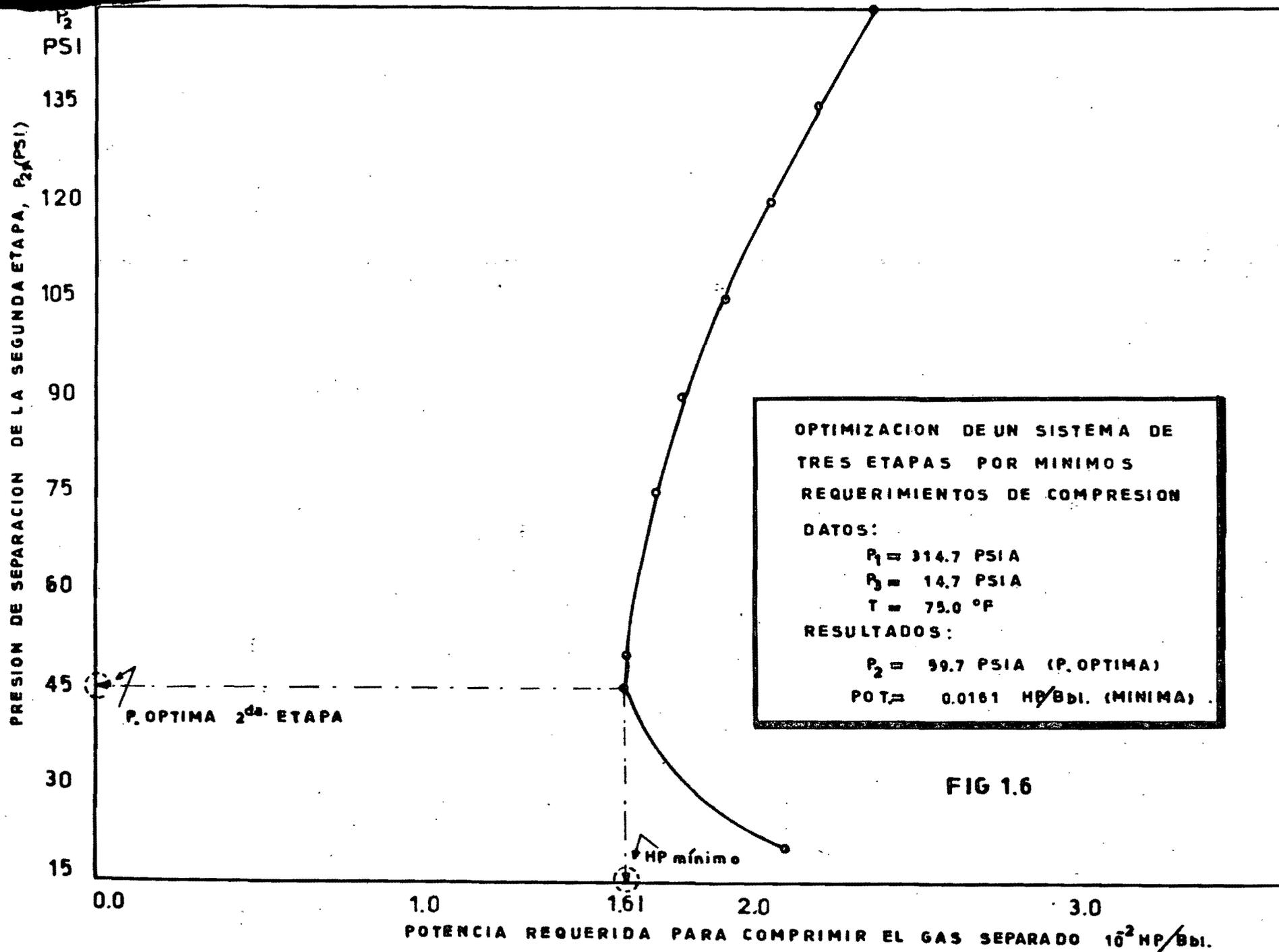


FIG 1.6

CALCULO DE LA CAPACIDAD DE MANEJO DE GAS DE SEPARADORES VERTICALES

DATOS BASE: L = 10 pies Ts = 60°F
 SG = 0.65 Ps = 14.7 psia
 Gravedad = 45°API

No.	De (pg)	Pd Psi	D pies	Pf psi	Tf °F	Ec. 2.30	Ec. 2.40	OMPEC	B& S*
						Qgcs MMPCD	Qgcs MMPCD	Qgcs MMPCD	Qgcs MMPCD
1	16	1000	1.22303	400	60	3.826	3.670	3.630	2.750
2	16	1000	1.22303	500	75	4.453	4.038	4.050	3.100
3	20	1000	1.52878	300	60	4.552	4.966	4.300	3.800
4	20	1000	1.52878	500	75	6.958	6.310	6.250	4.900
5	20	1000	1.52878	700	75	9.515	7.508	8.200	5.800
6	24	1000	1.83454	300	60	6.555	7.151	6.500	5.400
7	24	1000	1.83454	500	75	10.002	9.086	9.250	7.000
8	30	1000	2.29317	300	60	10.242	11.174	9.900	8.400
9	30	1000	2.29317	500	75	15.655	14.197	14.460	11.000
10	36	1000	2.75181	300	60	14.748	16.090	14.290	12.000
11	36	1000	2.75181	500	75	22.543	20.444	21.190	15.750
12	48	1000	3.66908	300	60	26.218	28.605	25.000	22.000
13	48	1000	3.66908	500	75	40.077	36.344	37.220	29.000
14	60	1000	4.58635	300	60	40.966	44.695	40.000	35.000
15	60	1000	4.58635	500	75	62.620	56.788	58.330	45.500

* Los datos de presión interna de diseño se desconocen (se menciona únicamente para alta presión).

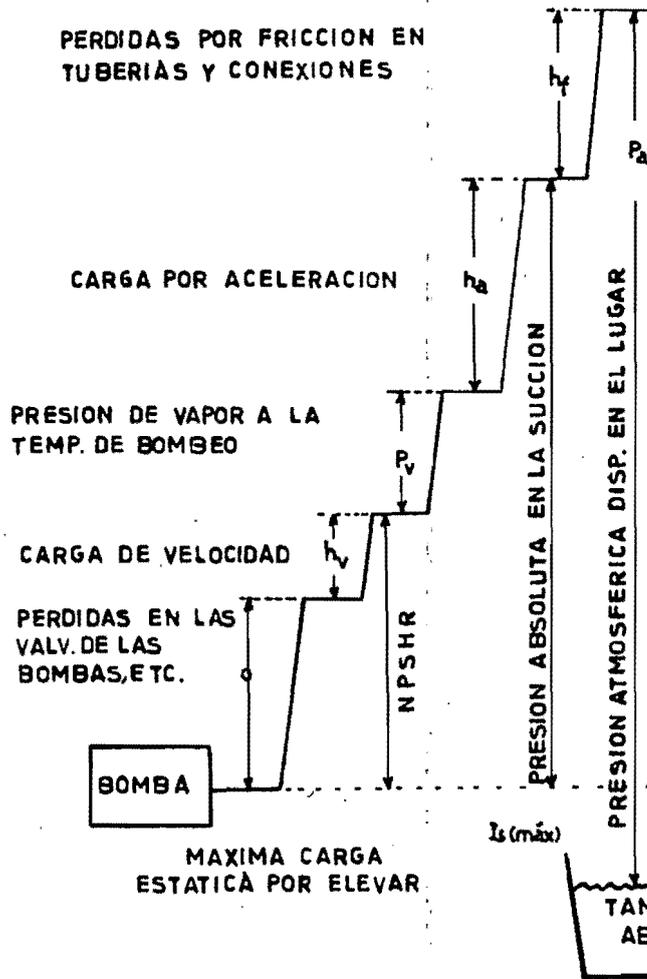
TABLA 2.2. CALCULO DE LA CAPACIDAD DE MANEJO DE GAS DE SEPARADORES HORIZONTALES

DATOS BASE: L = 10 pies Ts = 60°F Gravedad: 45°API
 SG = 0.65 Ps = 14.7 psia h = 1/3 De

No.	De Pg	Pd Psi	D Pg	Pf Psi	Tf °F	Ec. 2.62	OMPEC	B & S.*
						Qgcs MMPCD	Qgcs MMPCD	Qgcs MMPCD
1	16	1000	14.6763	75	60	0.790	0.775	-
2	16	1000	14.6763	500	75	4.230	3.800	7.0
3	20	1000	18.3454	75	60	1.235	1.210	-
4	20	1000	18.3454	500	75	6.609	5.80	12.0
5	24	1000	22.01448	75	60	1.779	1.763	6.4
6	24	1000	22.01448	500	75	9.517	9.00	17.0
7	30	1000	27.5181	75	60	2.780	2.70	10.5
8	30	1000	27.5181	500	75	14.871	14.00	25.0
9	36	1000	33.0217	75	60	4.003	4.00	16.0
10	36	1000	33.0217	500	75	21.414	20.00	39.5
11	48	1000	44.0289	75	60	7.116	7.00	20.5
12	48	1000	44.0289	500	75	38.070	35.00	72.0
13	60	1000	55.0362	75	60	11.119	11.730	42.0
14	60	1000	55.0362	500	75	59.484	59.000	100.0

*Se desconocen los datos de presión de diseño de estos separadores.

SITUACION DE UNA BOMBA EN ALTURA



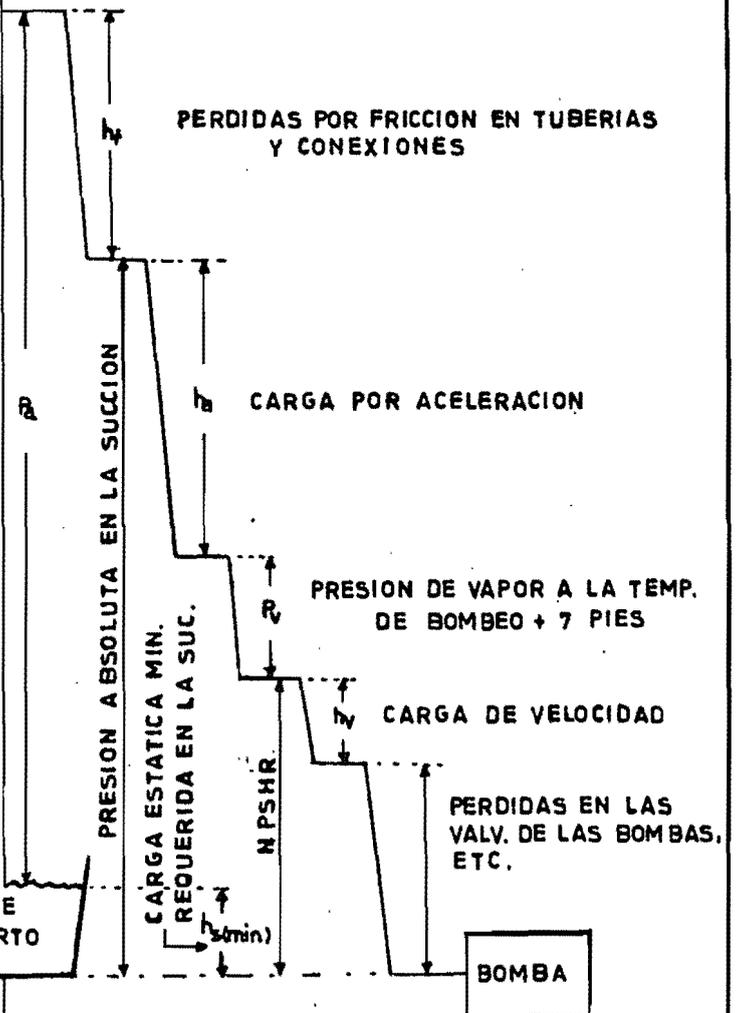
- 1.- SI $P_a > (NPSHR + P_v + h_f + h_a)$
ENTONCES I_s ES POSIBLE Y

$$I_{s(\text{m}áx)} = P_a - (NPSHR + P_v + h_f + h_a)$$

- 2.- SI LA I_s DISPONIBLE $< I_{s(\text{m}áx)}$
ENTONCES LA CARGA NETA POSITIVA DISPONIBLE A LAS CONDICIONES DE SUCCION SERA:

$$NPSHA = P_a - (P_v + h_f + h_a + I_s)$$

SITUACION DE UNA BOMBA CON LA SUCCION A NIVEL DE LA BASE DEL TANQUE



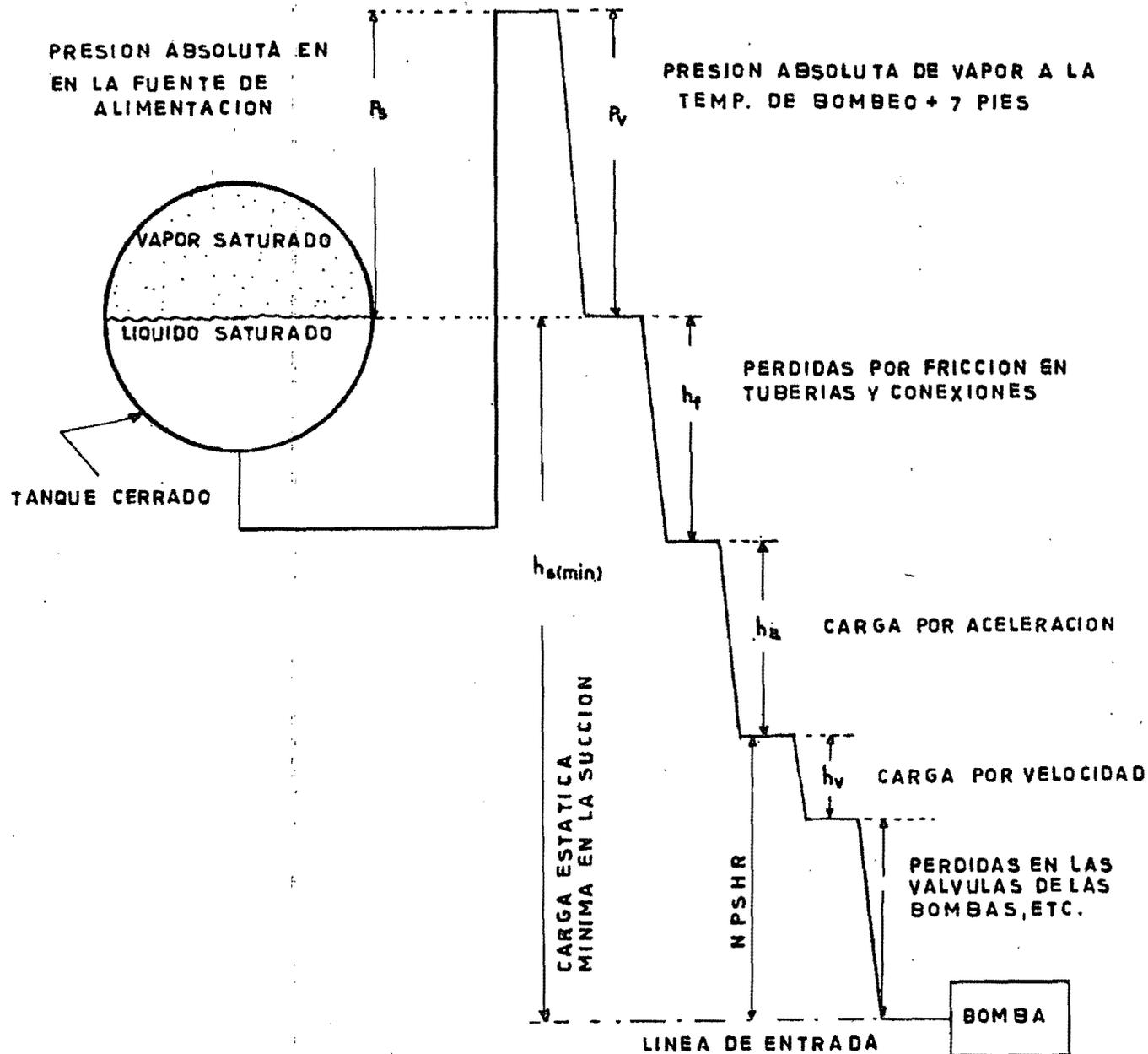
1. SI $P_a < (NPSHR + P_v + h_f + h_a)$
ENTONCES UNA SUCCION EN ALTURA ES IMPOSIBLE. LA CARGA ESTATICA MINIMA SERA:

$$h_{s(\text{min})} = (NPSHR + P_v + h_f + h_a) - P_a$$

2. SI LA CARGA MINIMA DISPONIBLE ES MAYOR QUE LA REQUERIDA ($h_s > h_{s(\text{min})}$)
ENTONCES:

$$NPSHR = (h_s + P_a) - (P_v + h_f + h_a)$$

FIG. 3.4 SISTEMAS DE SUCCION EN TANQUES ABIERTOS



- 1.0. CUANDO LA PRESION ABSOLUTA EN EL TANQUE ES IGUAL A LA PRESION DE VAPOR ABSOLUTA DEL LIQUIDO

$$P_s = P_v$$

ENTONCES LA MINIMA CARGA ESTATICA REQUERIDA EN LA SUCCION DEBE SER IGUAL O EXCEDER A LA SUMA DE TODAS LAS PERDIDAS.

$$h_{s(\min)} = h_f + h_a + \text{NPSHR}$$

- 2.0. SI LA CARGA ESTATICA DISPONIBLE ES MAYOR QUE LA MINIMA REQUERIDA

$$h_s > h_{s(\min)}$$

ENTONCES:

$$\text{NPSHR} = h_s - (h_f + h_a)$$

FIG. 3.5 SISTEMA DE SUCCION EN TANQUES CERRADOS

Fig. 4.1.- METODO DE EATON-DIAGRAMA DE BLOQUES

DATOS: Gasto de aceite, gasto de gas, densidad relativa del aceite, - densidad relativa del gas, viscosidad del gas y aceite, temperatura media de flujo, presión inicial, final y longitud de la línea.

Obtener el factor de volumen del aceite, relación de solubilidad y el factor de compresibilidad del gas para las condiciones de presión inicial (P_1), final (P_2) y media. (\bar{P}) .

Si la presión media es mayor de 150 psia ($\bar{P} > 150$ psia) se puede despreciar el término de energía cinética (30).

Suponer un diámetro de tubería (D_s) y calcular el área de la sección transversal de la tubería (A_T).

Calcular las velocidades superficiales de cada fase, para las condiciones iniciales y finales. Asimismo determinar la velocidad media de la mezcla.

Determinar las densidades del líquido y gas a las condiciones iniciales, finales y medias de presión.

Calcular las masas de gas y aceite por barril de aceite fluyente y las masas por unidad de tiempo.

Determinar las relaciones de masa de líquido y masa de gas a la masa total. Calcular la masa total por unidad de área de la sección transversal de la tubería.

Determinar el factor de pérdida de energía (f), mediante la correlación desarrollada por los autores (Fig. 4.2)

Calcular el diámetro de la tubería (D_c) con la ecuación básica del método. Comparar el valor calculado con el supuesto, si no son iguales se repite el procedimiento, empleando el valor calculado, hasta que el diámetro supuesto sea igual al calculado.

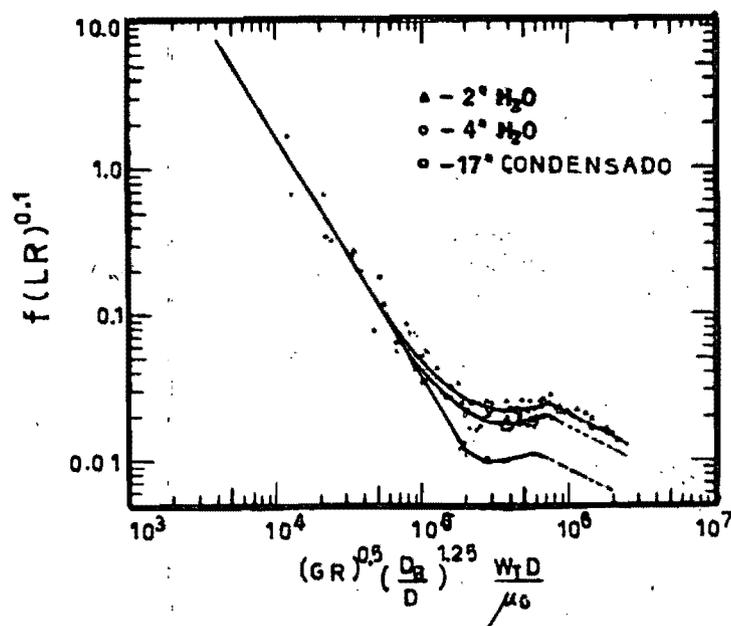


FIG. 4.2 GRAFICA PARA OBTENER EL FACTOR DE PERDIDA DE ENERGIA, $f^{(32)}$.

TABLA 4.1

FR FACTOR DEL NUMERO DE REYNOLDS PARA FLUJO DE TRANSICION

F_R	(1) For C_v	(2) For q	(3) For Δp	F_R	(1) For C_v	(2) For q	(3) For Δp
0.46	0.46	0.47	0.46	0.74	1.35	1.70	1.16
0.48	0.47	0.50	0.48	0.76	1.50	2.10	1.27
0.50	0.52	0.53	0.51	0.78	1.67	2.40	1.40
0.52	0.55	0.57	0.54	0.80	1.90	2.90	1.55
0.54	0.59	0.62	0.57	0.82	2.20	3.40	1.72
0.56	0.63	0.67	0.61	0.84	2.50	4.3	1.95
0.58	0.68	0.73	0.65	0.86	3.00	5.6	2.30
0.60	0.74	0.81	0.69	0.88	3.75	7.9	2.70
0.62	0.80	0.89	0.74	0.90	4.9	12.	3.25
0.64	0.86	0.99	0.79	0.92	6.5	18.	4.1
0.66	0.93	1.10	0.85	0.94	9.5	31.	5.2
0.68	1.01	1.23	0.92	0.96	13.	50.	7.
0.70	1.10	1.38	0.99	0.98	20.	100.	10.
0.72	1.22	1.55	1.07				

(1) RELACION: C_v TURBULENTO / C_v LAMINAR

(2) RELACION: Q TURBULENTO / Q LAMINAR

(3) RELACION: $\sqrt{\Delta P}$ TURBULENTO / $\sqrt{\Delta P}$ LAMINAR

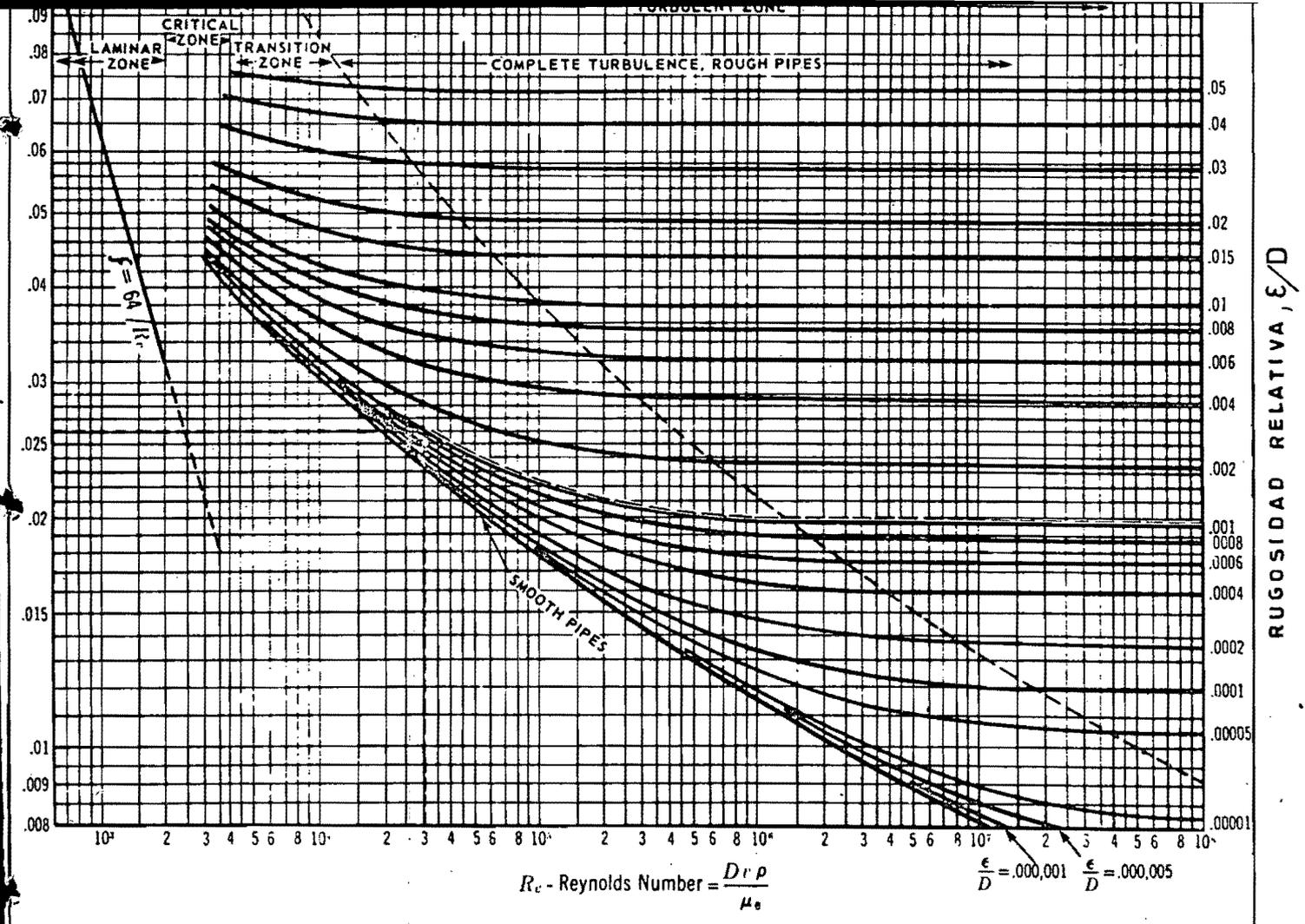


FIG.4.3 DIAGRAMA DE MOODY

	SP. GRAVITY G	SP. HEATS RATIO k	FACTOR F_k
Acetylene	0.897	1.28	0.914
Air	1.000	1.40	1.00
Ammonia	0.587	1.29	0.921
Argon	1.377	1.67	1.19
Carbon Dioxide	1.516	1.28	0.914
Carbon Monoxide	0.965	1.41	1.01
Ethylene	0.967	1.22	0.871
Helium	0.138	1.66	1.19
Hydrogen Chloride	1.256	1.40	1.00
Hydrogen	0.0695	1.40	1.00
Methane	0.553	1.26	0.900
Methyl Chloride	1.738	1.20	0.857
Nitrogen	0.966	1.40	1.00
Nitric Oxide	1.034	1.40	1.00
Nitrous Oxide	1.518	1.26	0.900
Oxygen	1.103	1.40	1.00
Sulphur Dioxide	2.208	1.25	0.893
Steam (dry saturated)	P_{11} 0-80	1.32	0.94

TABLA 4.3 DATOS DE REFERENCIA PARA GASES Y VAPORES

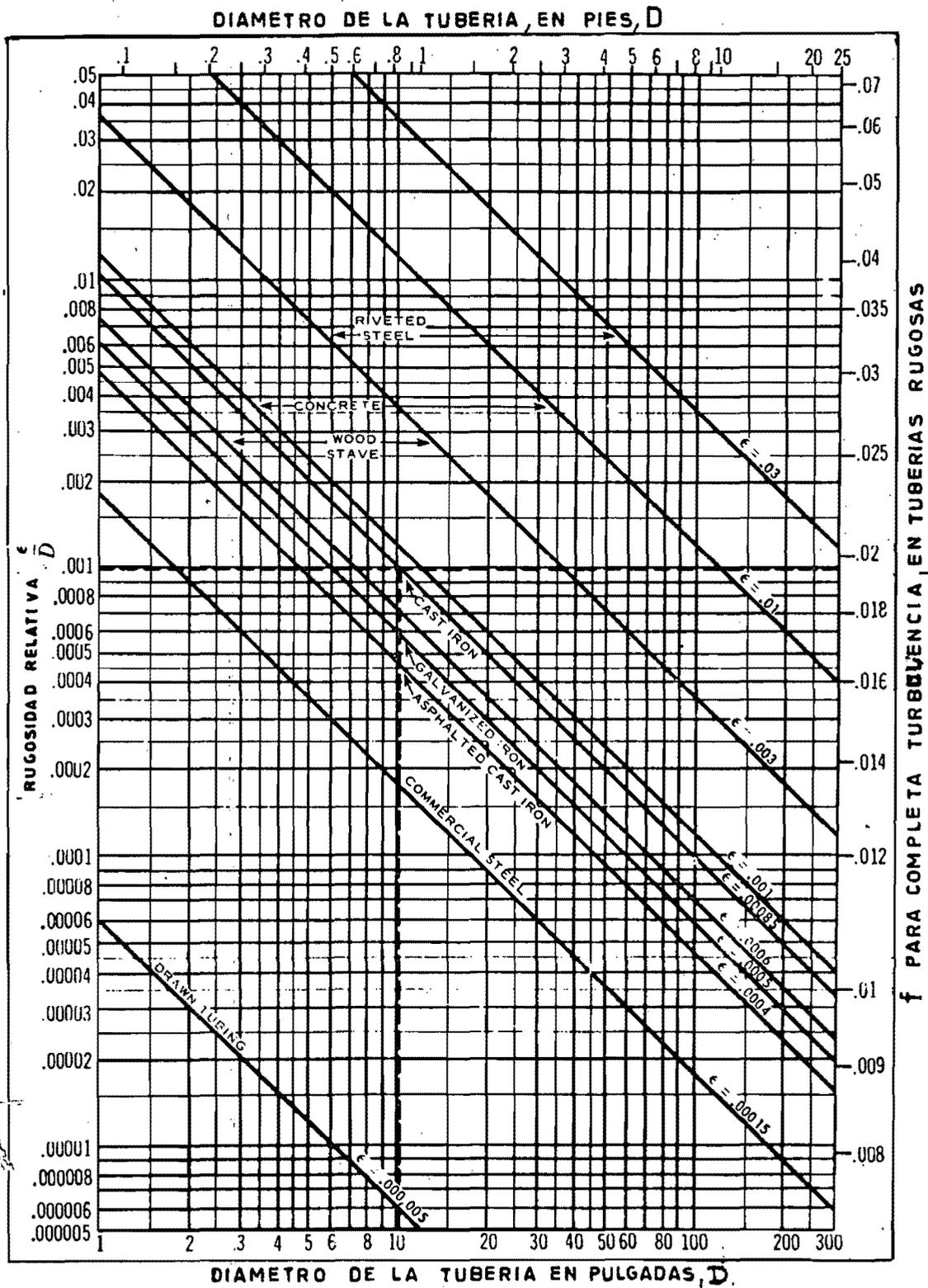


FIG. 4.4 GRAFICA PARA DETERMINAR LA RUGOSIDAD RELATIVA Y EL FACTOR DE FRICCIÓN EN ZONA DE COMPLETA TURBULENCIA

TABLE 4.2

BODY & TRIM TYPE	FLOW DIRECTION	LINE SIZE BODY (D=d)						HALF SIZE (D=2d)			
		C _d	F _L	X _T	F _d ¹	F _s	K _c	$\frac{N_3 C_v}{D^2}$	F _{LP}	X _{TP}	F _s
Single Seat Globe Wing Guided V-Skirt Contoured Contoured V-Plug Cage Cage	Either	11	.90	.75	1.0	1.05	c	2.8	.85	.75	1.04
	Either	9	.90	.75	1.5	1.38	c	2.3	.86	.75	1.36
	Open	11	.90	.72	1.0	1.05	.65	2.8	.85	.73	1.04
	Close	11	.80	.55	1.0	1.09	.58	2.8	.76	.57	1.08
	Either	9.5	.90	.75	1.0	1.05	.80	2.4	.86	.75	1.04
	Open	14	.90	.75	1.0	1.06	.65	3.5	.82	.75	1.04
	Open	16	.80	.70	1.0	1.11	c	4.0	.72	.71	1.08
	Close										
Double Seat Globe Wing Guided V-Skirt Contoured V-Plug	...	14	.90	.75	.71	0.84	c	3.5	.82	.75	0.83
	...	13	.90	.75	.71	0.84	c	3.3	.83	.75	0.83
	...	13	.85	.70	.71	0.85	.70	3.3	.79	.71	0.84
	...	12.5	.90	.75	.71	0.84	.80	3.1	.83	.75	0.84
Angle Full Port Contour Full Port Contour Restricted Contour Restricted Contour 2:1 Tapered Prof. Cage Cage Venturi	Close	20	.80	.65	1.0	1.12	.53	5.0	.89	.68	1.08
	Open	17	.90	.72	1.0	1.08	.64	4.3	.78	.73	1.04
	Close	≥6	.70	.55	1.0	1.13	c	1.5	.69	.56	1.13
	Open	≥5.5	.95	.80	1.0	1.02	c	1.3	.93	.80	1.02
	Close	12	.45	.15	1.0	1.31	c	3.9	.44	.17	1.31
	Open	12 ^a	.65	.65	1.0	1.08	c	3.0	.80	.66	1.06
	Close	12 ^a	.80	.60	1.0	1.10	c	3.0	.75	.62	1.08
	Close	22	.50	.20	1.0	1.29	.17	5.5	.46	.26	1.26
	Close										
Ball Std. Bore ^b Characterized	...	30	.55	.15	1.0	1.28	.25	7.5	.47	.24	1.22
	...	25	.57	.25	1.0	1.25	.22	6.3	.50	.33	1.21
Butterfly 60-Deg. Open 90-Deg. Open	...	17	.68	.38	.71	0.92	.3	4.3	.63	.43	0.91
	...	≥30	.55	.20	.71	1.01	c	7.5	.45	.33	0.97

FACTORES REPRESENTATIVOS PARA EL
DIMENSIONAMIENTO DE LAS VALVULAS

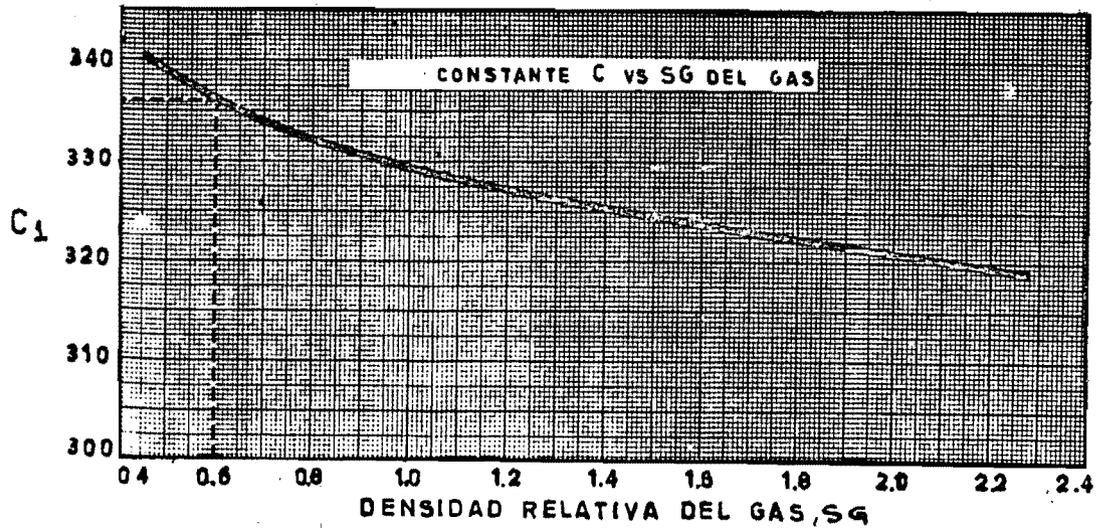


FIG. 4.7 GRAFICA PARA DETERMINAR LA CONSTANTE C_1

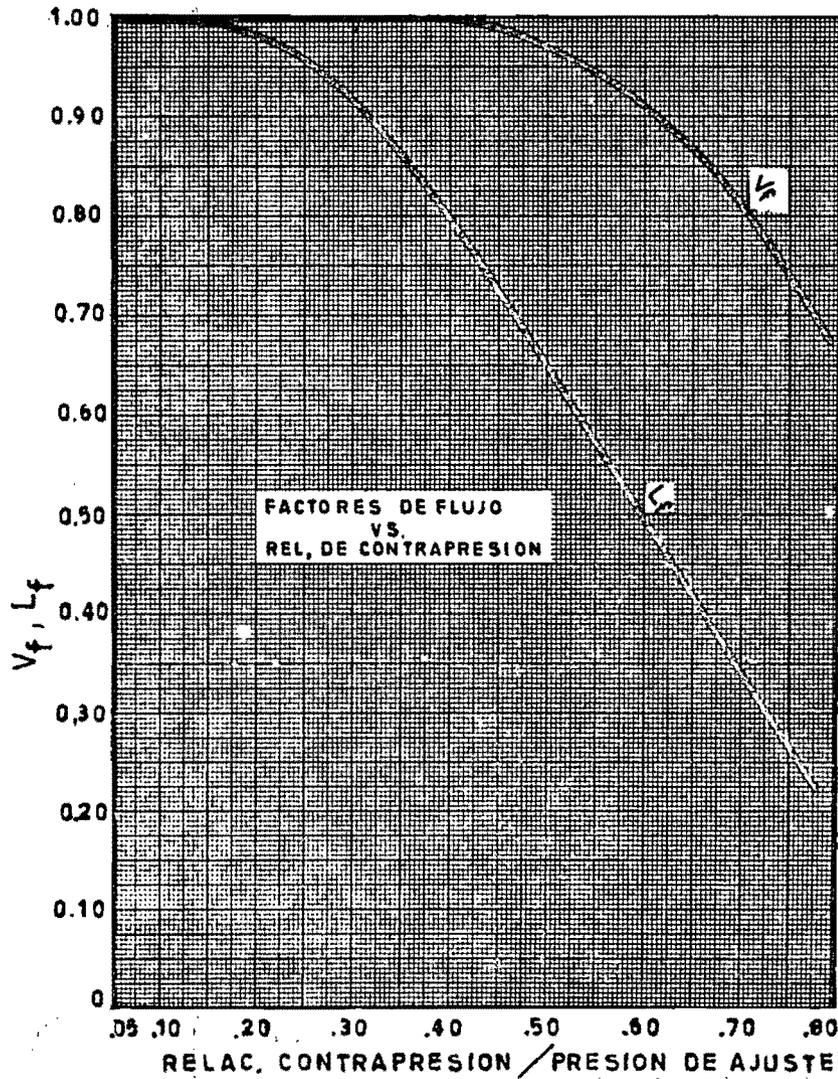


FIG. 4.8 GRAFICA PARA DETERMINAR LOS FACTORES DE FLUJO V_f, L_f

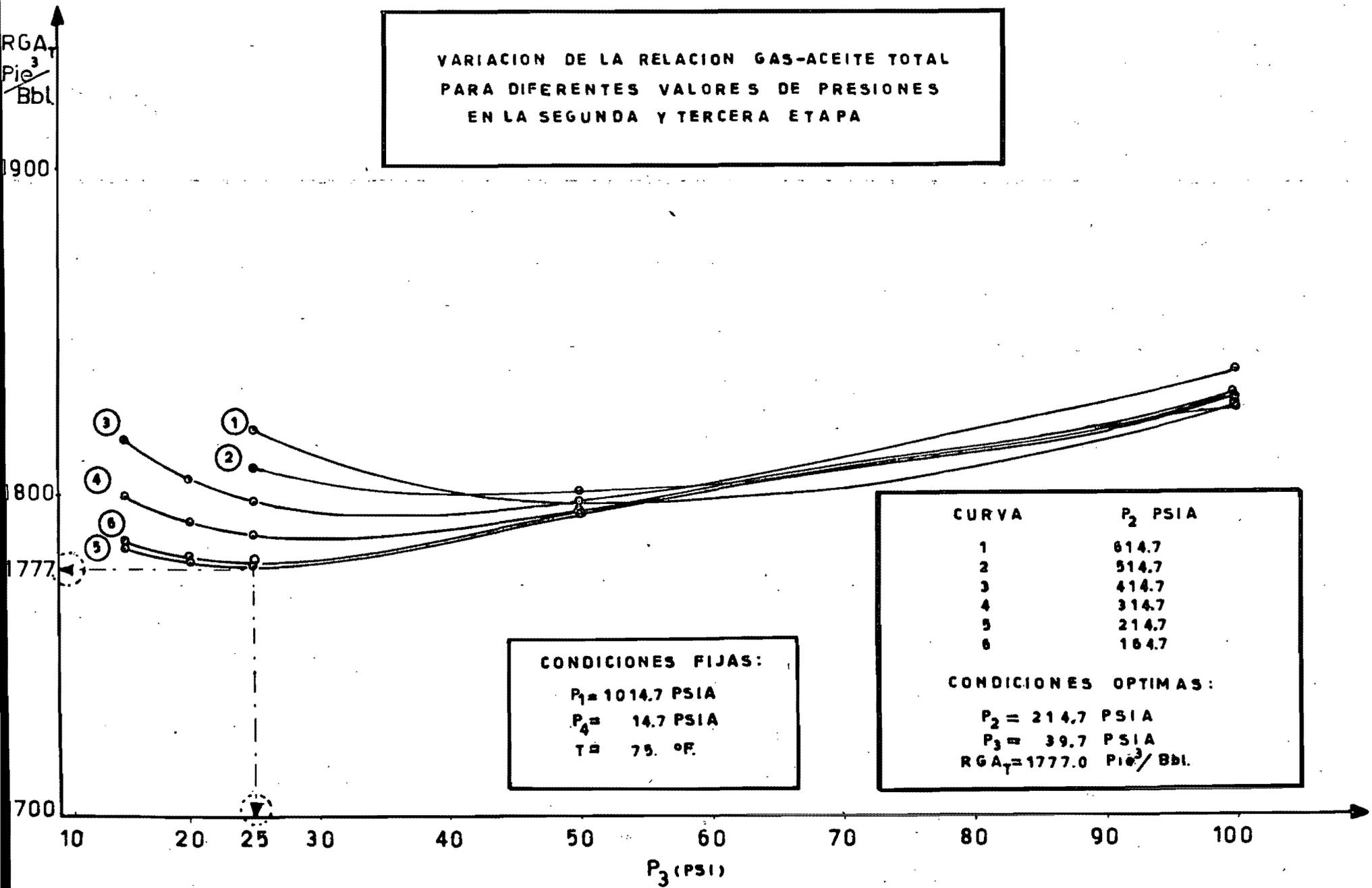


FIG. 5.1

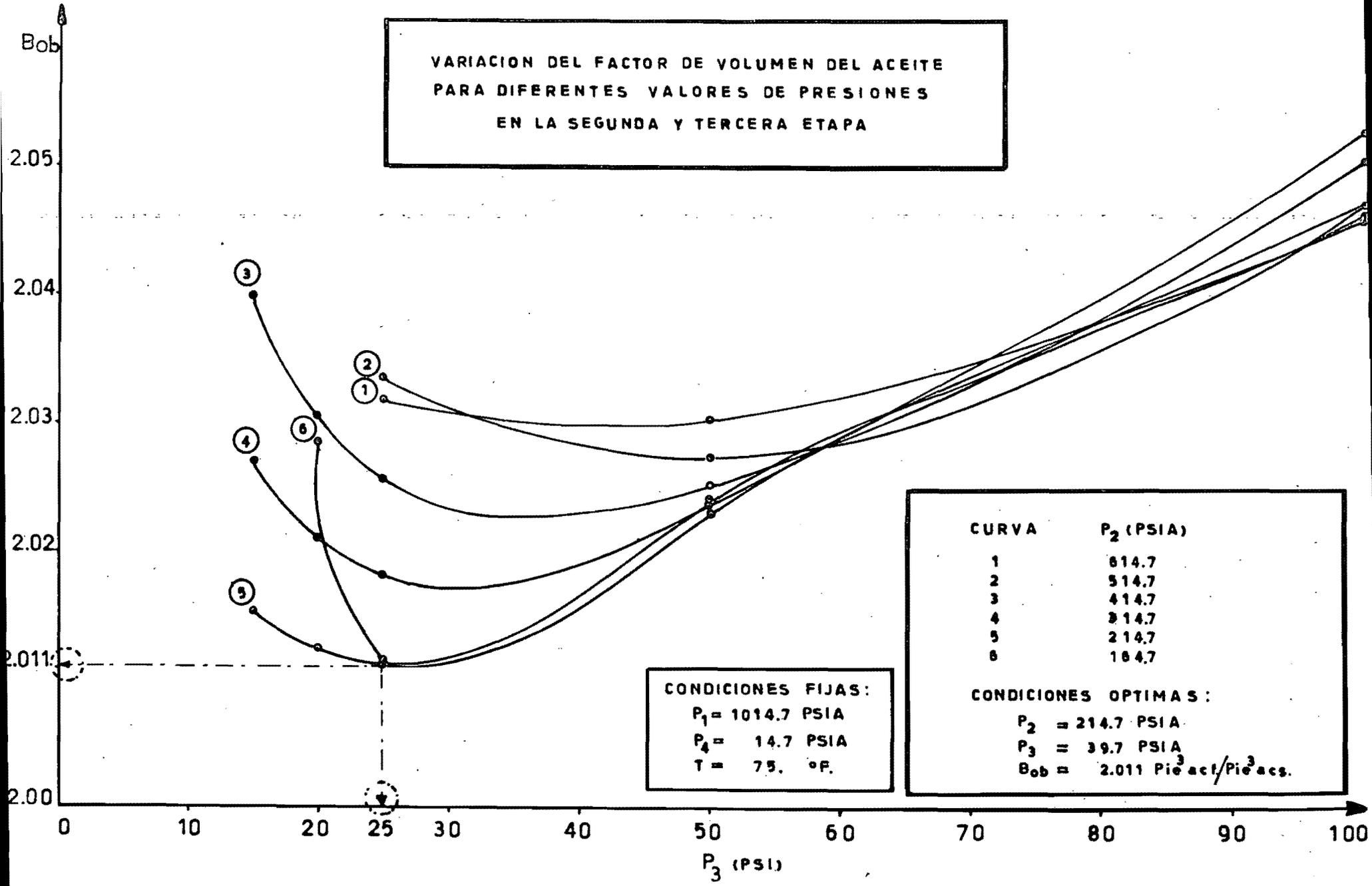
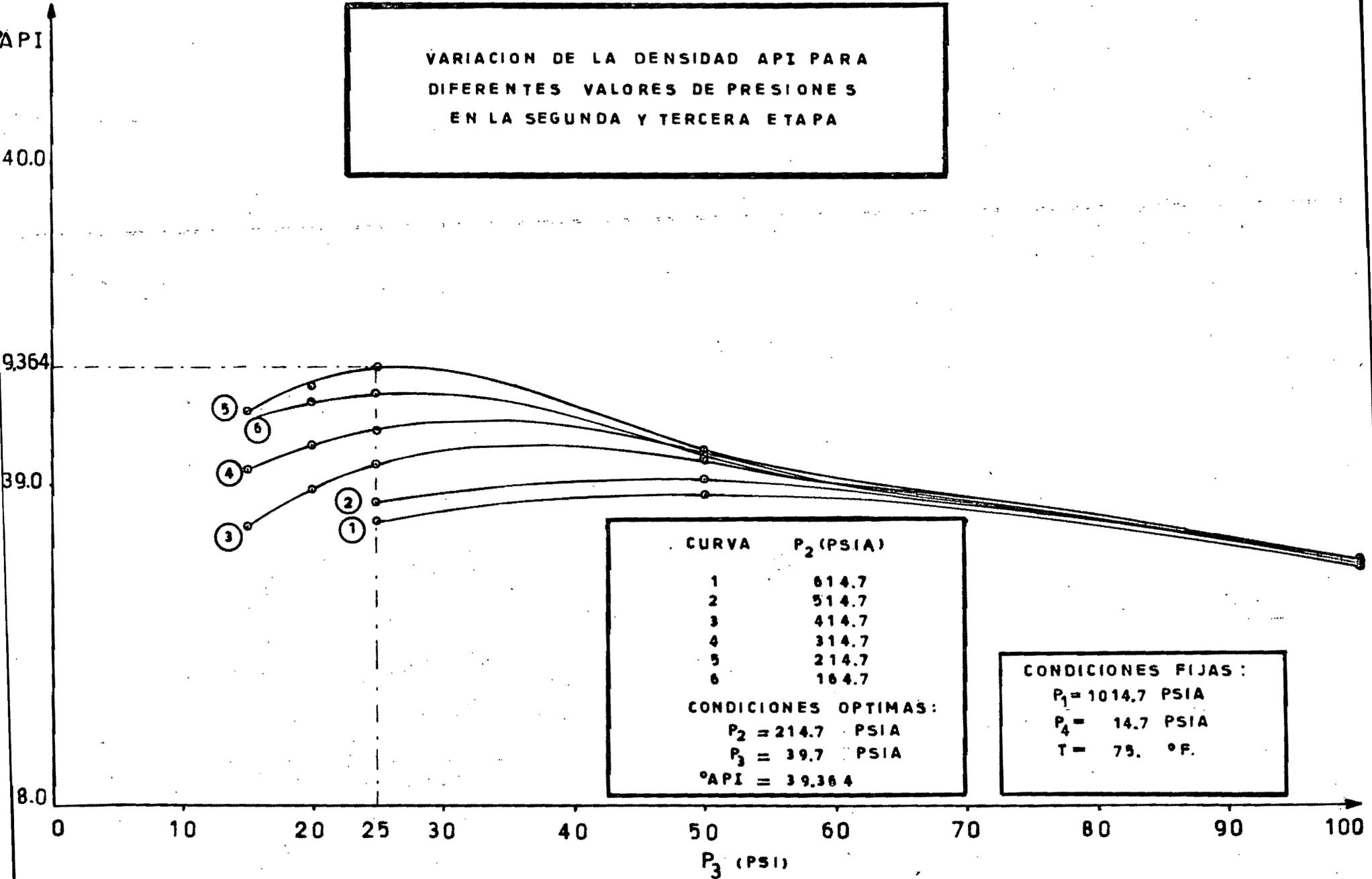


FIG. 5.2



VARIACION DE LA DENSIDAD API PARA
 DIFERENTES VALORES DE PRESIONES
 EN LA SEGUNDA Y TERCERA ETAPA

CURVA	P ₂ (PSIA)
1	614.7
2	514.7
3	414.7
4	314.7
5	214.7
6	164.7

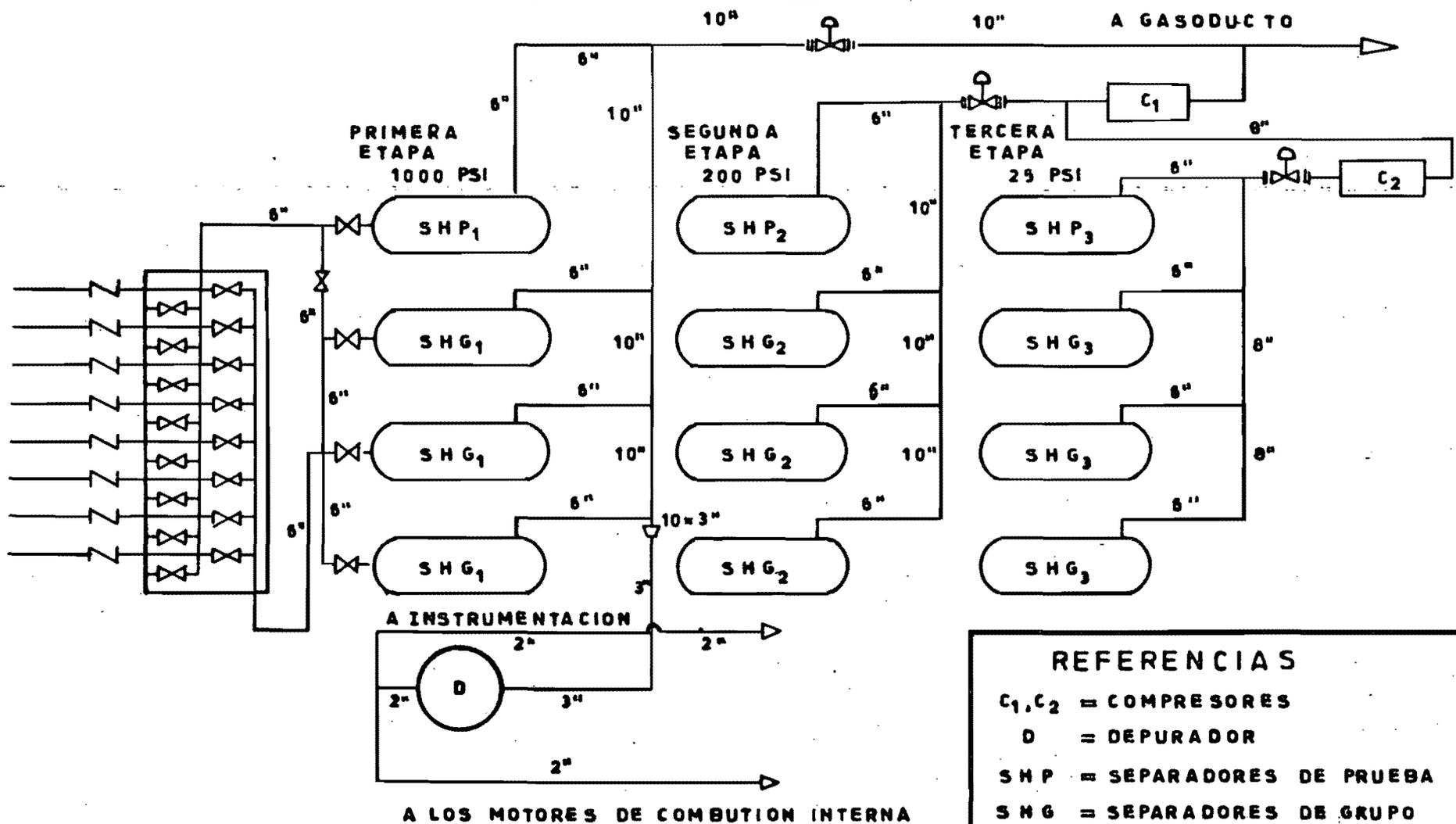
CONDICIONES OPTIMAS:
 P₂ = 214.7 PSIA
 P₃ = 39.7 PSIA
 °API = 39.364

CONDICIONES FIJAS:

P ₁	= 1014.7 PSIA
P ₄	= 14.7 PSIA
T	= 75. °F.

FIG. 5.3

**DIAGRAMA DE FLUJO DE LAS LINEAS DE GAS
DE LA ESTACION MODULAR**



REFERENCIAS

- C₁, C₂ = COMPRESORES
- D = DEPURADOR
- SHP = SEPARADORES DE PRUEBA
- SHG = SEPARADORES DE GRUPO
- X = VALVULAS DE COMPUERTA
- X (in circle) = VALV. DE CONTROL DE PRESION
- Z = VALVULAS DE RETENCION

FIG. 5.4

**DIAGRAMA DE FLUJO DE LAS LINEAS DE ACEITE
DE LA ESTACION MODULAR**

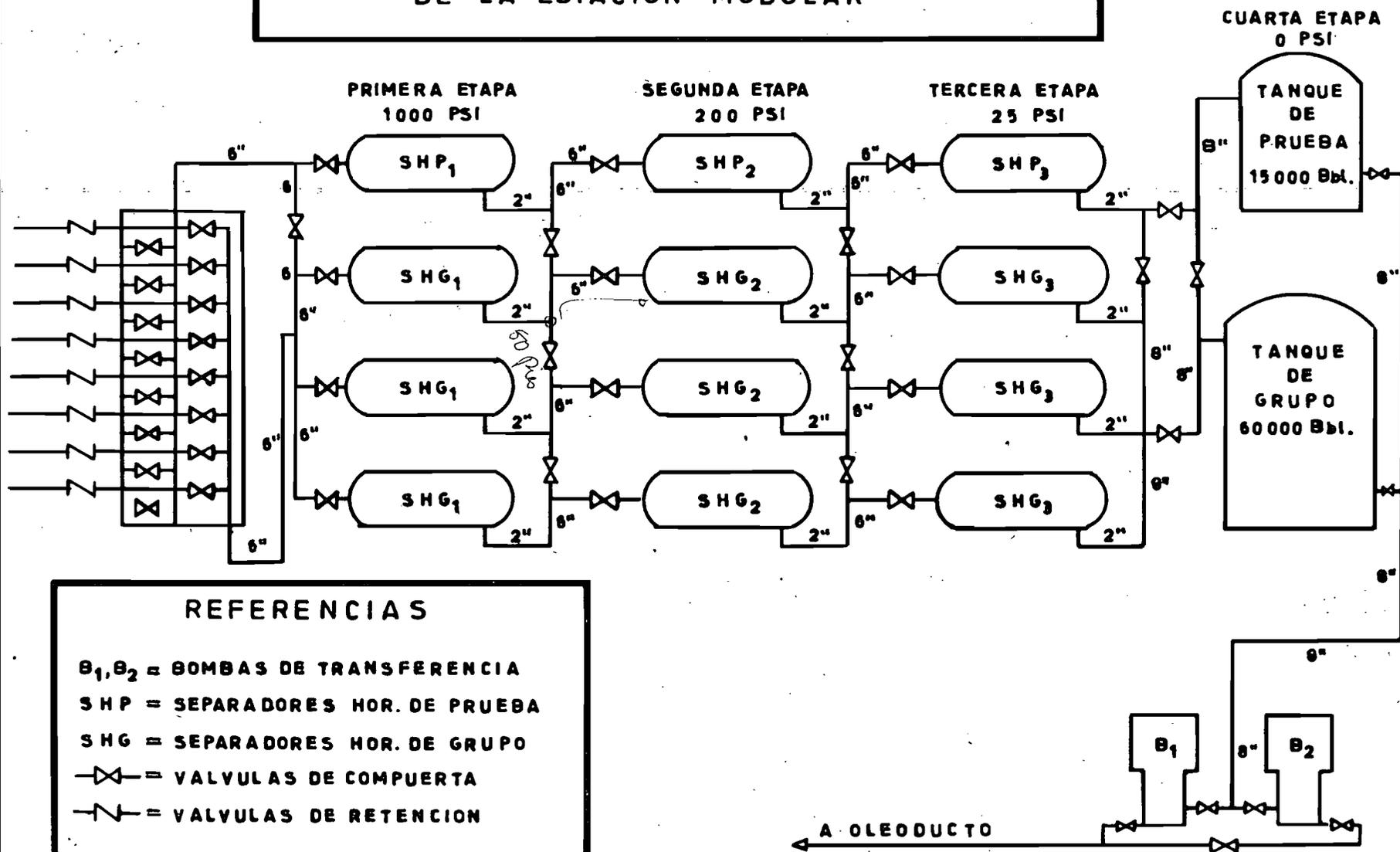


FIG. 5.5

AMERICAN
CROSSING

COMPOSICION DE LA MEZCLA DE FLUIDOS DEL CAMPO

COMOAPA

Componente Ci	% Molar	Frac. Molar	Peso molecular
H ₂ S	0.4300	0.0043	
CO ₂	1.9800	0.0198	
N ₂	1.8300	0.0183	
C ₁	54.5500	0.5455	
C ₂	9.1100	0.0911	
C ₃	4.8900	0.0489	
iC ₄	0.9900	0.0099	
nC ₄	2.2600	0.0226	
iC ₅	1.0200	0.0102	
nC ₅	1.2800	0.0128	
C ₆	1.6200	0.0162	
C ₇₊	20.04	0.2004	215.0
SUMA	100.0000	1.0000	

Presión de saturación = 5370 psi a 266°F

Volumen específico = 0.0284 pie³/Lbm a 5370 psi

Temp. del Yacimiento = 266 °F

Densidad de C₇₊ = 0.8577 gr/cm³.