

11
124



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

**OPTIMIZACION DE LA PRESION DE SEPARACION
EN ETAPAS PARA MINIMOS REQUERIMIENTOS
DE COMPRESION DE GAS**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO PETROLERO
P R E S E N T A N
MARIO CARRILLO HERNANDEZ
BENITO JUAREZ BECERRA



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

MEXICO, D.F.

1990



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

CONTENIDO

Introducción

- I Separación líquido y gas
- I.1 Propiedades y correlaciones de fluidos
 - Factor de volumen del aceite
 - Relación de solubilidad
 - Densidad del aceite
 - Densidad del gas
 - Factor de desviación del gas
- I.2 Conceptos básicos de separación
 - Descripción de un separador
 - Funciones de un separador
 - Selección de un separador
 - Etapas de separación
 - Selección de etapas de separación
- I.3 Dimensionamiento de separadores bifasicos
 - Separador horizontal
 - Separador vertical

- II Compresión del gas separado
- II.1 Termodinámica del proceso de compresión
 - Conceptos básicos de termodinámica
 - Primera ley de la termodinámica
 - Segunda ley de la termodinámica
 - Ecuaciones básicas en gases ideales
- II.2 Compresores
 - Tipos de compresores
 - Compresor centrífugo
- II.3 Accionadores
- III Mínimos requerimientos de compresión
- III.1 Requerimientos de potencia
 - Fundamentos del metodo
 - Teoria
 - Programa de computo
 - Aplicaciones
- IV Conclusiones y recomendaciones
 - Nomenclatura
 - Referencias

INTRODUCCION .

En el proceso de producción de hidrocarburos, intervienen diversos sistemas y dispositivos para la extracción, manejo y transporte de los hidrocarburos líquidos y gaseosos. Con el propósito de obtener un sistema de producción apropiado, se deberán evaluar dimensiones y modelos de los dispositivos más indicados, los cuales representen una máxima eficiencia y economía en el manejo superficial de los fluidos y por consiguiente, un mejor aprovechamiento de los hidrocarburos producidos. Así como la determinación de las condiciones de operación en el sistema más conveniente para alcanzar los objetivos propuestos.

Para determinar las presiones de operación en un sistema de separación en varias etapas, se deben considerar dos aspectos esenciales: los costos por compresión para transportar el gas separado y/o la recuperación de hidrocarburos líquidos a las condiciones de tanque de almacenamiento.

A continuación se presenta un trabajo que pretende desarrollar tres temas esenciales, en forma sencilla y clara.

El primer capítulo, explica algunos conceptos básicos y parámetros importantes de un sistema de separación gas-aceite, - en etapas. También son propuestas correlaciones de fluidos específicas para la evaluación más adecuada en las propiedades físicas de los fluidos producidos, para el diseño de vasijas de separación y compresores de gas.

El segundo capítulo, desarrolla las nociones fundamentales de termodinámica que permiten comprender el proceso de - compresión de un gas y hacer una aplicación correcta de las ecuaciones empleadas para el diseño de un compresor. Igualmente son presentadas características y parámetros generales para la selección de algún tipo de compresor, centrandose un - interés particular por los compresores centrífugos.

El tercer capítulo, expone un planteamiento y programación de un método práctico para reducir la potencia requerida en la compresión del gas separado de un sistema de separación en etapas, optimizando la presión de operación de los - separadores en las etapas intermedias de separación.

El primero y segundo capítulos, proporcionan las bases necesarias para entender y justificar el método práctico y - programa de computo propuesto.

CAPITULO I

SEPARACION LIQUIDO Y GAS.

I.1 PROPIEDADES Y CORRELACIONES DE FLUIDOS.

La evaluación de las propiedades físicas de los hidrocarburos líquidos y gaseosos es un paso importante para el diseño de vasijas de separación y compresores de gas, para el manejo adecuado de la producción de hidrocarburos. Con este propósito las propiedades físicas tales como el factor de volumen del aceite, la relación de solubilidad, y el factor de desviación del gas, serán determinadas por correlaciones para obtener su valor aproximado en cualquier condición de presión y temperatura.

FACTOR DE VOLUMEN DEL ACEITE.

El volumen de aceite que es medido en la superficie es menor que el volumen de aceite que fluye del yacimiento. Este cambio en el volumen de aceite, conjuntamente con el cam-

bio de la temperatura y presión de las condiciones de yacimiento a las condiciones superficiales, es debido a tres factores: el factor más importante es la liberación del gas que se encuentra disuelto en el aceite a medida que la presión declina. Esto causa una disminución relativamente grande en el volumen de aceite, cuando se tiene una cantidad significativa de gas disuelto. Los otros factores son, la disminución de la presión a la cual se encuentre el aceite, causando que éste se expanda ligeramente; pero esto es compensado por el encogimiento del aceite debido a la disminución en su temperatura.

El cambio de volumen del aceite debido a los tres factores anteriores es normalmente expresado en términos de el factor de volumen del aceite, B_o , el cual es definido como el volumen de aceite con gas disuelto a condiciones de yacimiento entre el volumen de aceite sin gas disuelto a condiciones estándar.¹

Es de uso común, el calcular el factor de volumen del aceite como un cociente de volúmenes con las mismas unidades, por lo que el factor de volumen del aceite será mayor a uno. Para un yacimiento dado, la variación de B_o contra la presión se obtiene de un análisis PVT de laboratorio. En la Fig. 1, se presenta la forma típica de una curva de B_o contra presión a temperatura constante (esta es una representación conceptual de un fenómeno que ocurre en los yacimientos), para el caso en que la presión inicial es mayor a la presión de saturación. No tiene importancia práctica considerar la variación de B_o contra la temperatura a presión constante.²

ESTIMACION DE EL FACTOR DE VOLUMEN DEL ACEITE.

Si es conocida la relación de solubilidad, la densidad del aceite en $^{\circ}\text{API}$, y la densidad relativa del gas producidos, la Ec. 1, puede utilizarse para hacer una estimación -- precisa del factor de volumen del aceite a cualquier temperatura.¹

$$B_o = 1.0 + C_1 R_s + C_2 (T-60)(V_o/V_{gs}) + C_3 R_s (T-60)(V_o/V_{gs}) \quad , \quad . \quad . \quad (1)$$

Para realizar la correlación de B_o , Milton Vázquez,³ utilizo 5008 datos de mediciones a varias presiones y temperaturas, para dos tendencias basada en las densidades. Aceites pesados (con densidades menores o igual a 30°API), y aceites ligeros (con densidades mayores a 30°API), en la tabla 1, se muestran los valores de las constantes de la Ec. 1.

Tabla 1 valores para constantes de la Ec. 1

Constante	$V_o \leq 30^{\circ}\text{API}$	$V_o > 30^{\circ}\text{API}$
C_1	4.677×10^{-4}	4.670×10^{-4}
C_2	1.751×10^{-5}	1.100×10^{-5}
C_3	-1.811×10^{-8}	1.337×10^{-9}

La definición del factor de volumen del agua, B_w , es similar a la de B_o .⁴ Debido a que la solubilidad del gas es pequeña en comparación con la correspondiente en el aceite, se considera $B_w = 1.0$, para cualquier presión y temperatura como una aproximación razonable.² Así mismo, la densidad del agua puede aproximarse como:⁴

$$\rho_w = 62.4/B_w = 62.4 \text{ (lb}_m\text{/pie}^3\text{)}$$

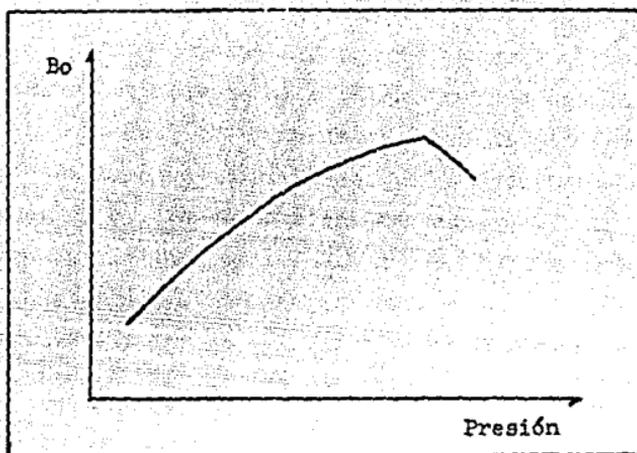


Fig. 1 Factor de volumen del aceite.

RELACION DE SOLUBILIDAD.

La relación de solubilidad, R_s , es una función de la presión y de la temperatura del yacimiento, así como de la composición de el gas y el aceite. Para un aceite y un gas de composición conocidas, a una temperatura constante, la cantidad de gas en solución aumenta al incrementarse la presión; y a una presión constante, la cantidad de gas en solución disminuye a medida que la temperatura aumenta. Para determinados valores de presión y temperatura, la cantidad de gas en solución aumenta a medida que las composiciones del gas y del aceite se asemejan; es decir, es mayor en gases de alta densidad y en aceites de baja densidad relativa.

La relación de solubilidad se define como el volumen de gas disuelto en el aceite a condiciones de yacimiento entre

el volumen de aceite sin gas disuelto a condiciones estándar, la variación típica de R_s contra presión para el caso de que la presión inicial sea mayor a la presión de saturación se presenta en la Fig. 2. En el rango de presiones de la presión de saturación a la presión inicial no existe liberación de gas, por lo que R_s permanece constante, como se observa en la Fig. 2.¹ Cuando una muestra de aceite representativa del yacimiento es sometida a pruebas de liberación del gas asociado disuelto, con el objetivo de determinar sus propiedades físicas, la cantidad de gas liberado dependerá sobre todo del tipo de liberación que se utilice. Dos métodos básicos de liberación de gas son reconocidos: la liberación -- "flash o instantanea" y la liberación "diferencial o por etapas", las cuales son mostradas en la Fig. 3.²

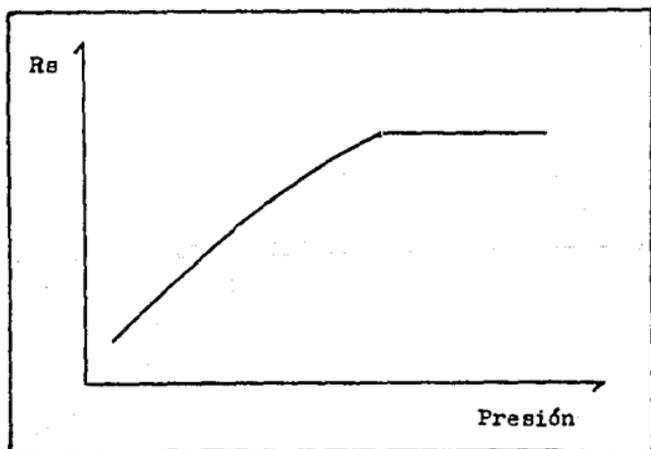


Fig. 2 Relación de solubilidad.

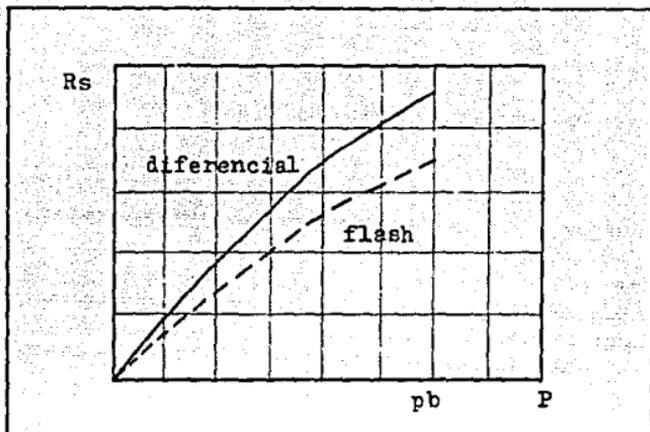


Fig. 3 Procesos de liberación de gas.

ESTIMACION DE LA RELACION DE SOLUBILIDAD.

La correlación de R_s , realizada por Milton Vázquez,³ toma en consideración las propiedades del aceite y el gas en la superficie, y también las condiciones a la cual fueron separados, utilizando 5008 datos de mediciones a varias presiones y temperaturas, para ajustar una ecuación con dos tendencias para la densidad del aceite. Aceites pesados (con densidades igual o menores a 30 °API), y aceites ligeros (con densidades mayores a 30 °API). En la tabla 2, se muestran los valores de las constantes de la Ec. 2.

$$R_s = C_1 \rho_{gs} P^{C_2} \exp(C_3 (\rho_o / (T + 460))) \quad , \quad (2)$$

Como el valor de la densidad relativa del gas es un parámetro importante en la correlación de R_s , se decidió usar un valor de dicha densidad relativa normalizada a una pre---

sión de separación de 100 lb/pg^2 manométrica, ρ_{gs} , para obtener el valor de la densidad relativa del gas a esa presión, se propone la siguiente ecuación:⁴

$$\rho_{gs} = \rho_{gp} (1.0 + 5.912 \times 10^{-5}(\rho_o) (T_s) \log (P_s/114.7)) \quad , \quad . \quad . \quad (3)$$

Tabla 2 valores para constantes de la Ec. 2

Constante	$\rho_o \leq 30$ °API	$\rho_o > 30$ °API
C_1	0.0362	0.0178
C_2	1.0937	1.1870
C_3	25.724	23.931

DENSIDAD DEL ACEITE.⁵

La densidad del aceite al igual que la densidad del gas, es necesaria para la predicción de muchos procesos en la producción de hidrocarburos. Esta depende de las condiciones de presión y temperatura a la cual se encuentre, además de la composición del aceite, se sabe que la densidad del aceite es mayor a la del gas, y que ésta es menos afectada por cambios en la presión y temperatura. La densidad del aceite, ρ_o , es definida como el peso del aceite por unidad de volumen, y se puede determinar a partir de su composición o por métodos prácticos.

La densidad relativa del aceite, ρ_o , es definida como la relación de la densidad del aceite y la densidad del agua pura, ambas determinadas a las misma presión y temperatura,

la densidad relativa es adimensional dado que las unidades - de ambas densidades son iguales. Sin embargo, esto no es estrictamente cierto, simbólicamente:

$$\rho_o = \rho_o/\rho_w \quad (lb_m/pie^3 / lb_m/pie^3) \quad , \quad . \quad . \quad (4)$$

Algunas veces la densidad está referida a las condiciones de 60°/60°, lo cual indicará que las densidades del aceite y el agua pura fueron determinadas a 60 °F y una atmósfera de presión.

En la industria petrolera también se utiliza otro término para la densidad del aceite, este es llamado densidad del aceite en °API, la cual es definida como:

$$^{\circ}API = 141.5/\rho_o - 131.5 \quad , \quad . \quad . \quad (5)$$

Donde, la ρ_o , será la densidad relativa del aceite determinada a 60°/60°.

ESTIMACION DE LA DENSIDAD DEL ACEITE.

La densidad del aceite puede ser estimada usando los resultados de los cálculos de la solución ideal de la densidad a condiciones de saturación, la cual determina valores confiables de la densidad del aceite que contiene gas en solución, simbólicamente se tiene:⁵

$$\rho_o = (62.4 \rho_o + 0.01362 R_s \rho_{gd})/B_o \quad , \quad . \quad . \quad (6)$$

DENSIDAD DEL GAS.

La densidad del gas, ρ_g , es necesaria en muchos cálculos de ingeniería, como en la compresión del gas natural, ésta es definida como el peso del gas por unidad de volumen.⁶ El método más aceptado para la determinación de la densidad del gas, es el uso de la ley de los gases, corregida por el factor de desviación del gas, el cual se puede calcular por diagramas o ecuaciones, que ajusten satisfactoriamente el comportamiento del gas. Por otra parte la densidad relativa del gas, γ_g , es definida como la relación de la densidad del gas y la del aire seco, ambas determinadas a la misma presión y temperatura, simbólicamente:⁵

$$\gamma_g = \rho_g / \rho_{\text{aire}} \quad , \quad . \quad . \quad (7)$$

ESTIMACION DE LA DENSIDAD DEL GAS.

Normalmente la densidad relativa de un gas es referida en términos de presión y temperatura estándar. No obstante, la densidad de un gas puede ser determinada a cualquier condición de presión y temperatura, conociendo el peso molecular del gas o más aún recordando que la densidad del aire seco a condiciones de presión y temperatura estándar (60 °F y 14.7 lb/pg² abs.), es 0.0764 lb_m/pie³, Ec. 8.⁷

$$\rho_g = 2.7026 (\gamma_g P) / ((T+460) Z) \quad , \quad . \quad . \quad (8)$$

Generalmente sólo se utiliza el valor de la densidad relativa del gas producido en los cálculos de las propiedades físicas de los fluidos. Sin embargo, es conveniente distin-

guir la densidad relativa del gas libre, ρ_{gf} , y la densidad -
relativa del gas disuelto, ρ_{gd} , de la densidad relativa del -
gas producido, ρ_g .⁴

La densidad relativa del gas disuelto puede obtenerse --
con la Ec. 9, como se indica:

$$\rho_{gd} = 0.25 + 0.02 \rho_o + (10^{-6})(0.6874 - 3.5864 \rho_o) R_s, \quad (9)$$

La densidad relativa del gas libre puede ser obtenida --
con la Ec.10, como es indicado:

$$\rho_{gf} = (R \rho_g - R_s \rho_{gd}) / (R - R_s), \quad (10)$$

FACTOR DE DESVIACION DEL GAS.

La desviación que experimenta un gas real con respecto -
a uno ideal en su comportamiento presión-volumen-temperatura,
es denominado factor de desviación del gas, Z .⁸ Para un gas -
ideal la relación PV/RT es igual a la unidad, pero esto no --
ocurre para un gas real, el valor que toma esta relación es:

$$Z = PV/RT, \quad (11)$$

Donde, Z , puede ser menor, igual o mayor a la unidad, --
cuando más se aproxime Z a la unidad, el gas tendrá un compor-
tamiento más similar a un gas ideal.⁹ El factor de desviación
del gas natural se obtiene experimentalmente, de muestras ob-
tenidas de separadores y tanques de almacenamiento, también -
es posible calcularlo a partir de la composición de la mezcla

o por medio de su densidad relativa, utilizando correlaciones de la variación del factor de compresibilidad con la presión y temperatura pseudoreducidas.

Las propiedades pseudoreducidas son definidas como la razón de las propiedades de la mezcla a las propiedades pseudocríticas, simbólicamente se tiene:¹

$$p_r = P/p_c \quad , \quad . \quad . \quad (12)$$

$$T_r = T/p_c \quad , \quad . \quad . \quad (13)$$

Puede establecerse una función que relacione el factor de desviación con la presión reducida, p_r , y la temperatura reducida, T_r , de la forma:

$$Z = Z (p_r , T_r)$$

Esto se ha realizado en forma gráfica, construyéndose lo que se conoce como la carta de compresibilidad, para cada gas. En la práctica se ha encontrado que el factor de desviación del gas, representa para distintos gases, casi la misma función de presión y temperatura reducida. Este hecho se conoce como "principio de los estados correspondientes", dicho principio permite generar un solo diagrama para casi todos los gases, con buenos resultados, este diagrama se conoce como carta generalizada de compresibilidad, Fig. 4.⁹

ESTIMACION DEL FACTOR DE DESVIACION DEL GAS.

El factor de desviación generalizado para el gas natural, será estimado con la correlación de Z realizada por Dranchuk y Abou-Kassem,¹⁰ de amplia aplicación ($0.2 < p_r < 30$ y $1.0 < T_r$

3.0), para componentes puros y mezclas, con valores calculados precisos. La Ec. 14 se expresa como:

$$\begin{aligned}
 Z = 1.0 &+ (A_1 + A_2/Tr + A_3/Tr^3 + A_4/Tr^4 + A_5/Tr^5) \mu_r \\
 &+ (A_6 + A_7/Tr + A_8/Tr^2) \mu_r^2 - A_9 (A_7/Tr + A_8/Tr^2) \mu_r^5 \\
 &+ A_{10} (1.0 + A_{11} \mu_r^2) \mu_r^2 / Tr^3 \exp(-A_{11} \mu_r^2) \quad , \quad (14)
 \end{aligned}$$

Para determinar la densidad reducida del gas, μ_r , se utilizara la Ec. 15.

$$\mu_r = Zc/Z \quad \frac{Fr}{p} Tr \quad , \quad . \quad . \quad (15)$$

Donde, el factor de desviación del gas, Zc , fue asumido como 0.27 para minimizar la suma de los errores absolutos.

Tabla 3 Valores para constantes de la Ec. 14.

$A_1 = 0.32650$	$A_2 = -1.07000$	$A_3 = -0.53390$
$A_4 = 0.01569$	$A_5 = -0.05165$	$A_6 = 0.54750$
$A_7 = -0.73610$	$A_8 = 0.18440$	$A_9 = 0.10560$
$A_{10} = 0.61340$	$A_{11} = 0.72100$	

Standing, sugiere el uso de ecuaciones para gases "condensados" en cálculos que involucren gases en equilibrio con el aceite, y el uso de ecuaciones correspondientes al gas, - para gases superficiales:⁴

Las ecuaciones para gases superficiales son:

$$T_c = 167 + 316.67 \mu_{gf} \quad , \quad . \quad . \quad (16)$$

$$P_c = 702.5 - 50.0 \mu_{gf} \quad , \quad . \quad . \quad (17)$$

Las ecuaciones para gases "condensados" son:

$$p \frac{T_c}{p} = 238 + 210 \lg f \quad , \quad . \quad . \quad (18)$$

$$p \frac{P_c}{p} = 740 - 100 \lg f \quad , \quad . \quad . \quad (19)$$

La determinación del factor de desviación del gas será realizada por el método de aproximaciones sucesivas, iniciando con un valor de Z supuesto para calcular una P_r , con la cual se determinara un valor de Z calculado, ambos valores serán comparados, de no ser aproximados (para alguna tolerancia preestablecida), se tomará un valor promedio de ambos, siendo éste un nuevo valor de Z supuesto, con el que es posible determinar una nueva P_r y un valor siguiente de Z calculado, resultando ser iterativo hasta llegar a un valor para el cual ambos valores convergen.

Para reducir las iteraciones de cálculos, es propuesta la Ec. 18, suponiendo así en un principio un valor de Z aproximado, como sigue:"

$$Z = \frac{P_r}{p} (0.0657 \frac{P_r}{p} - 0.1751) + 0.9968 \quad , \quad . \quad . \quad (20)$$

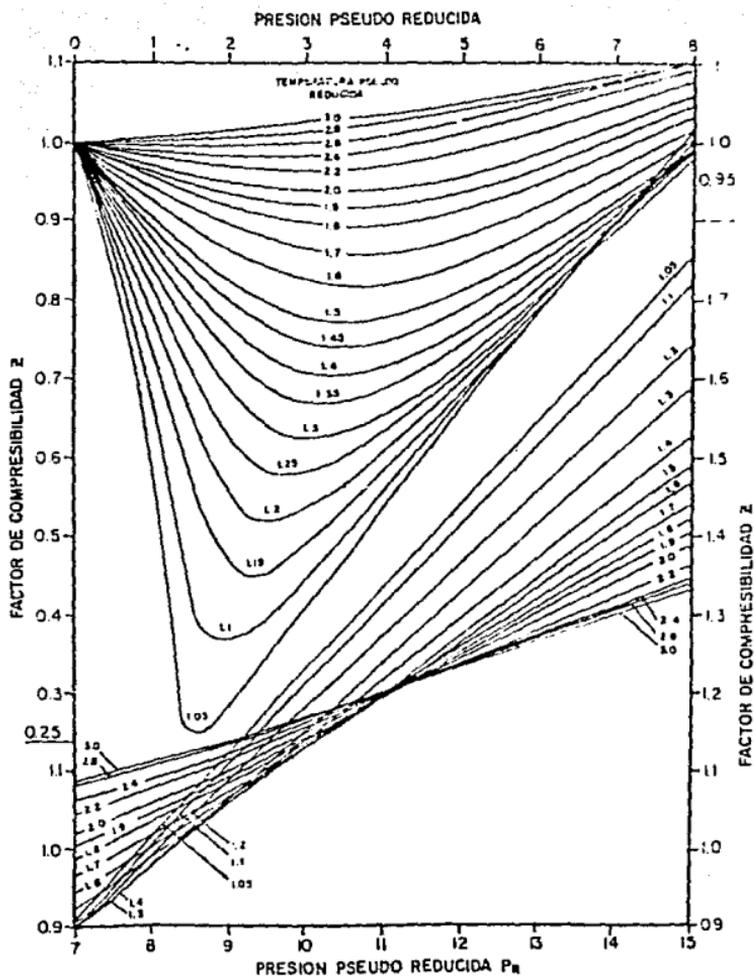


Fig. 4 Carta generalizada de compresibilidad del gas natural.

1.2 CONCEPTOS BASICOS DE SEPARACION.

La producción de los pozos petroleros, generalmente es una mezcla compleja de hidrocarburos, agua, sedimentos y algunos otros componentes, con diferentes densidades, presiones de vapor y otras características físicas.

La mezcla fluye desde el yacimiento, donde inicialmente se encuentra a alta presión y temperatura, hacia la superficie experimentando durante esta trayectoria reducciones en presión y temperatura, liberación de gas de la mezcla, expansión de fluidos, condensación de vapores, cambios continuos en las características de los fluidos producidos y modificaciones en el patrón de flujo de la mezcla y el gas. Debido a la diferencia de velocidades del gas y el líquido en el flujo, el gas acarrea líquido y este a su vez transporta gas.

Generalmente, la producción tan pronto llega a superficie deberá separarse en fases líquida y gaseosa; la separación física de estas fases es una de las operaciones básicas en la producción, procesamiento y tratamiento de los fluidos.

Los procesos de separación de líquido y gas en el campo, están basados en la máxima recuperación de hidrocarburos líquidos y gaseosos al menor costo.

DESCRIPCION DE UN SEPARADOR.

El término de separador, en terminología de campo, designa a una vasija empleada con la intención de separar los flui

dos producidos del pozo en sus componentes líquidos y gaseosos. El diseño apropiado de un separador es importante porque normalmente es el inicio del proceso de separación, un diseño inadecuado de este componente puede obstaculizar el proceso de producción.

Dependiendo de su aplicación existen varios términos para designar una vasija de separación, estos pueden ser: trampa, depurador de gas, eliminador, cámara instantánea, vasija de expansión y etapa de separación.¹²

Los separadores pueden clasificarse por su forma y geometría en horizontales, Fig. 5, verticales, Fig. 6, y esféricos. También para separar dos fases si esta vasija separa el gas del flujo total del líquido o tres fases si además se separan el flujo de líquido en aceite y agua.¹³

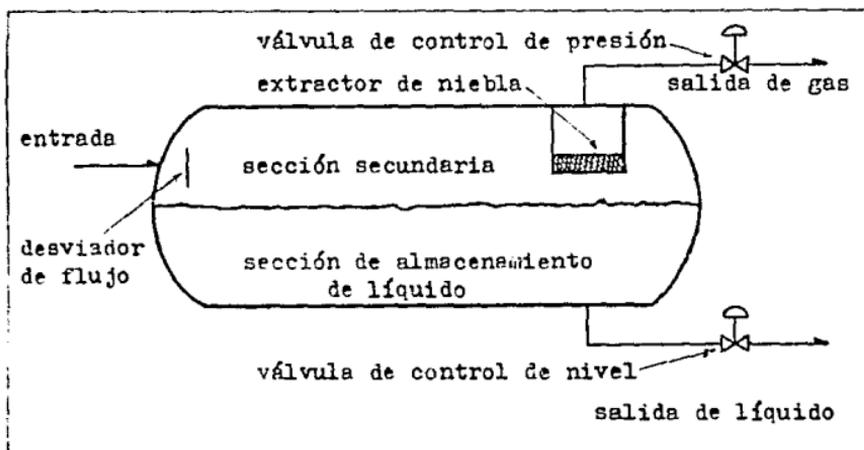


Fig. 5 Separador horizontal.

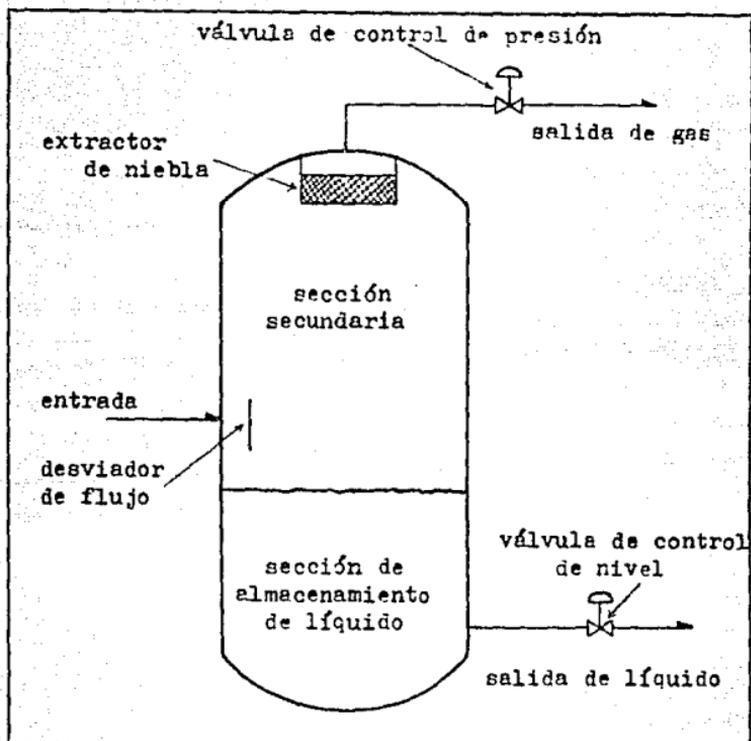


Fig. 6 Separador vertical.

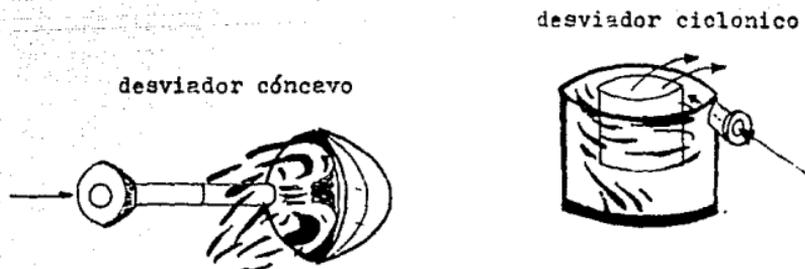


Fig. 7 Desviadores de flujo.

Un separador consta de las siguientes secciones:¹³

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

SECCION DE SEPARACION PRIMARIA. La separación en esta sección se realiza mediante un cambio de dirección del flujo. El cambio de dirección se puede efectuar con desviadores de flujo. En la Fig. 7, se muestran dos tipos básicos empleados comunmente. Este puede ser una superficie cóncava como la -- mostrada en la Fig. 7a, un plato plano, un ángulo de acero, -- un cono o cualquier elemento que pueda realizar un cambio rápido en la dirección y velocidad de la corriente. El segundo dispositivo mostrado en la Fig. 7b, es un desviador ciclonico que emplea la fuerza centrífuga en lugar de una agitación mecánica para liberar el gas del líquido. En cualquiera de las dos formas citadas, son separados grandes volúmenes de líquido de la mezcla producida.

SECCION DE SEPARACION SECUNDARIA. En esta sección se se para la máxima cantidad de gotas de líquido de la corriente -- de gas. Las gotas son separadas principalmente por gravedad por lo que la turbulencia del flujo debe ser mínima. Para ésto, el separador debe tener suficiente longitud. En algunos diseños se utilizan veletas o aspas alineadas (rompe olas) pa ra reducir aún más la turbulencia y mantener un nivel estable en la interfase líquido-gas, sirviendo al mismo tiempo como -- superficies colectoras de gotas de líquido.

SECCION DE EXTRACCION DE NIEBLA. En esta sección se se paran de la corriente de gas, las partículas de líquido que no se lograron eliminar de la corriente de gas en la sección secundaria del separador. En esta parte del separador se -- utilizan el efecto de choque, la fuerza centrífuga, el cam-- bio de velocidad, el cambio de dirección del flujo y/o la -- coalescencia, como mecanismos de separación.¹² Mediante estos mecanismos se logra que las partículas de líquido, se colec-- ten sobre una superficie en donde se acumulan y forman gotas más grandes, que se drenan a través de un conducto a la sección de acumulación de líquidos.

El dispositivo utilizado en esta sección, es conocido -- como extractor de niebla, la Fig. 8 muestra los dispositivos más comunes. La malla de acero entretejida mostrada en la -- Fig. 8a, es fijada fuertemente en el interior del separador. Las gotas de líquido invaden la malla provocando una coales-- cencia. La efectividad de la malla depende del espesor de -- ésta y de la velocidad del gas. Si la velocidad del gas es baja la coalescencia sobre la malla tendrá una mejor efecti-- vidad. Si la velocidad del gas es alta, los líquidos atrapa-- dos en la malla pueden ser arrastrados.

Los extractores de veletas, Fig. 8b, forzan el flujo de gas a ser laminar entre las placas paralelas que continuamen-- te cambian de dirección. Las gotas al chocar en la placa la impregnan acumulándose hasta que escurren para depositarse -- en la sección de almacenamiento de líquido. Los extractores de veleta son dimensionados por los fabricantes para que es-- tos ocasionen un flujo laminar y una presión mínima de gota.

Los extractores centrífugos, Fig. 8c, ocasionan que las gotas de líquido sean separadas por fuerza centrífuga. Este puede ser mucho más eficiente que los extractores anteriores, sin embargo, no es muy común utilizarlo en operaciones de -- producción, porque su eficiencia de remoción es sensible a -- pequeños cambios en el flujo. En suma, se requieren altas -- presiones para crear una fuerza centrífuga adecuada.

SECCION DE ALMACENAMIENTO DE LIQUIDOS. En esta sección se almacena y descarga el líquido separado de la corriente -- de gas. En esta parte el separador debe tener la capacidad suficiente para manejar los posibles baches de líquido que -- se puedan presentar en una operación normal. Además debe te -- ner la instrumentación adecuada para controlar el nivel de -- líquido en el separador. El controlador de nivel de líquido es una válvula piloto operada normalmente por un flotador -- que acciona una válvula en el separador, abre una desviación en torno al separador, acciona alguna alarma o desarrolla al -- guna otra función para prevenir el daño que pudiera resultar de el alto o bajo nivel de líquido en el interior de el sepa -- rador.

La sección de almacenamiento de líquido debe estar si -- tuada en el separador, de tal forma que el líquido acumulado no sea arrastrado por la corriente de gas que fluye a través del separador. El líquido debe ser retenido en el separador por un cierto tiempo para que el gas y el líquido, alcancen el equilibrio bajo la presión de operación.¹² El tiempo de re -- tención es definido como el tiempo promedio que una molécula de líquido es retenida en el separador, es decir, es el volu -- men de líquido almacenado dividido por el gasto de líquido.⁷

Aparte de las cuatro secciones antes descritas, el separador debe tener dispositivos de seguridad tales como; el controlador de presión que es instalado en el separador para prevenir excesivos cambios de presión, ya sean altos o bajos, que interfieran en la operación normal. Este control puede ser mecánico, neumático o eléctrico y puede accionar una alarma, una válvula de cierre, abrir una desviación o desarrollar una función pertinente para proteger el separador y los equipos que se encuentren a su alrededor. Una válvula de seguridad contra cargas sorpresivas, ésta es calibrada normalmente a la presión de diseño del separador, sirve primero como mecanismo de alarma y maneja la capacidad máxima del separador.¹²

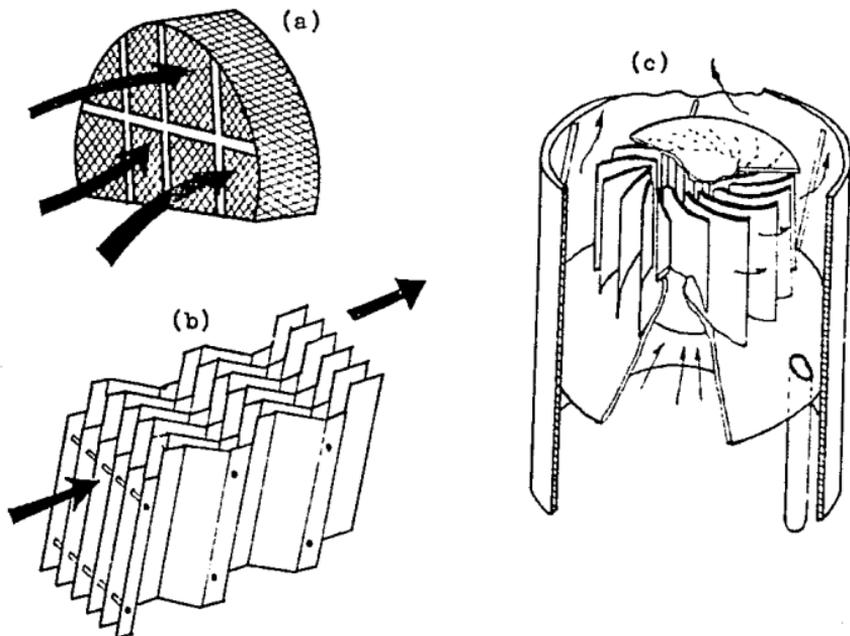


Fig. 8 extractores de niebla.

FUNCIONES DE UN SEPARADOR .¹²

Las funciones principales de un separador son:

- a) Remover el líquido del gas.
- b) Remover el gas del líquido.

REMOVER EL LIQUIDO DEL GAS. La separación de líquido del gas es realizada desde el flujo del yacimiento (para condiciones de saturación), la tubería de producción, la tubería de descarga y el equipo superficial de separación, en donde, en cada una de estas etapas se incrementa progresivamente. Al encontrarse bajo ciertas condiciones, la mezcla de hidrocarburos se puede separar completamente en líquido y gas antes de llegar al separador, en este caso el separador proporciona las condiciones para permitir el gas ascender y al líquido descender y así, ambos, alcanzar sus respectivas salidas. En otras palabras, aquí el separador desarrolla la función de proporcionar el espacio en el cual la separación final se realiza por la diferencia de densidades entre el líquido y el gas.

La diferencia de densidades entre el líquido y el gas pueden ayudar para realizar una separación aceptable, sin embargo, en algunos casos puede ser necesario emplear algún dispositivo mecánico como el extractor de niebla para remover el líquido de la corriente de gas o también emplear un rompe remolinos para remover el gas de la corriente de líquido antes de que descargue el separador.

REMOVER EL GAS DEL LIQUIDO. La mayoría de los aceites se encuentran saturados con gas a la presión y temperatura -

del yacimiento. Las características fisicoquímicas del aceite y las condiciones de presión y temperatura determinan la cantidad de gas en solución. El rango para el cual se libera el gas de un aceite, está dado en función del cambio de presión y temperatura. El volumen de gas que un separador puede remover del aceite depende de: Las características físicas y químicas del aceite, la presión de operación del separador, la temperatura de operación del separador, el gasto de entrada al separador, y el tamaño y configuración del separación.

Las funciones auxiliares de un separador son:

Controlar la presión de separación.

Mantener los fluidos en el separador.

CONTROLAR LA PRESION DE SEPARACION. Para que un separador realice sus funciones se debe controlar la presión de separación para que el líquido y el gas se descarguen en su respectivo sistema de distribución. La presión es controlada empleando una válvula controladora de presión accionada con gas, se coloca en cada separador o con una válvula maestra son controlados dos o más separadores de una batería.

La presión óptima para operar un separador es la presión determinada mediante un estudio detallado de mercado de los hidrocarburos líquidos y gaseosos producidos.

MANTENER LOS FLUIDOS EN EL SEPARADOR. Para mantener estable la presión de separación de los líquidos estos deben permanecer en la parte baja del separador, para evitar la pérdida de gas hacia la línea de descarga de líquidos. Para realizar la función de mantener los líquidos en la parte ba-

ja del separador, se requiere de un controlador de nivel de los líquidos y una válvula.

SELECCION DE UN SEPARADOR .

Los separadores horizontales normalmente son más eficientes cuando manejan grandes volúmenes de gas que los verticales ya que las gotas de líquido caen perpendicularmente del flujo de gas en la sección de separación secundaria, siendo más fácil su depositación fuera de la corriente de gas. También porque el área en la interfase es más grande en un separador horizontal, lo cual facilita que se separen las burbujas de gas arrastradas, hasta alcanzar el espacio para el gas, mientras el líquido se aproxima al equilibrio.

En términos del proceso de separación gas-líquido, se prefieren los separadores horizontales. Sin embargo, tienen algunas desventajas, las cuales podrían dar preferencia a emplear separadores verticales en ciertas situaciones:

1) Los separadores horizontales no manejan los sólidos en forma adecuada como los separadores verticales. La descarga del líquido en un separador horizontal puede situarse en el centro del fondo, así como la de los sólidos. Una alternativa es drenar periódicamente los sólidos, mientras el líquido abandona el separador a una altura ligeramente mayor. Es necesario colocar varios drenes a lo largo del fondo del separador horizontal, espaciados a intervalos muy cercanos.

2) Los separadores horizontales requieren una área de -

instalación mayor que los separadores verticales. Esto no tiene mucha importancia en baterías de separación terrestres, pero si es muy importante en instalaciones costafuera.

3) Los separadores horizontales tienen una menor capacidad a la turbulencia. Para un cambio dado en la elevación de la superficie de líquido, hay un gran incremento en el volumen de líquido en el separador horizontal en comparación a un separador vertical del mismo tamaño y para un mismo gasto. Sin embargo, la geometría de un separador horizontal requiere de un dispositivo controlador de nivel del líquido, que debe localizarse cerca del nivel de líquido normal de operación. En un separador vertical, el dispositivo puede ser colocado a una altura mayor, que permita que tanto el controlador como la válvula de descarga tengan más tiempo de reaccionar al movimiento. En suma la turbulencia en los separadores horizontales puede crear olas en el interior que activarían y desactivarían el dispositivo de control.

4) Se debe enunciar que los separadores verticales también tienen desventajas no relacionadas con el proceso de separación, que deben ser consideradas al hacer una selección:

a) El relevo de válvulas y algunos controles pueden ser difíciles sin escaleras especiales y/o plataformas.

b) El transporte de los separadores puede ser difícil.

Los separadores horizontales son más económicos en separaciones normales de líquido y gas, particularmente donde hay problemas con emulsiones, formación de espuma o altas relaciones gas-aceite.⁷

El siguiente procedimiento, puede emplearse para la selección de un separador en una aplicación en particular:

a) Determinar cada uno de los diferentes tamaños y formas que se ajustan a los requerimientos de líquido y gas. - Deberán considerarse las condiciones de operación presentes y futuras.

b) Comparar costos.

c) Determinar cual es la configuración más adecuada para la instalación. Se debe considerar el espacio, montaje, facilidad de acceso y mantenimiento externo.

d) Determinar si los costos se ven afectados por la instalación o transporte de la configuración seleccionada.

e) Determinar si condiciones poco comunes en el flujo de los pozos (espuma, arena, etc.), pueden dificultar la operación o mantenimiento de la vasija seleccionada.

f) Establecer que se encuentre el diseño requerido, de no ser así, la vasija seleccionada dificultará la operación o el empleo de ésta incrementará los costos.

Este método de selección es una buena guía práctica, -- que considera condiciones previsibles de operación. En muchas ocasiones, al concluir una evaluación de ingeniería, se demuestra que el separador de más bajo costo, no siempre es la selección más adecuada.¹⁴

ETAPA DE SEPARACION .

La etapa de separación es un proceso en el cual la mezcla de hidrocarburos es separada en sus fases líquida y ga--

seca, por medio de una serie de separadores (dos o más), --operando a una presión que se reduce secuencialmente.¹¹

El propósito de una separación en etapas es el obtener la máxima recuperación de aceite de la mezcla, proporcionar la máxima estabilización de líquido y gas,¹² así como, reducir la potencia de compresión del gas separado requerida.⁷

Existen dos procesos de liberación del gas de los hidrocarburos líquidos bajo presión. Estos son la separación ---flash y la separación diferencial. La separación flash se realiza cuando se reduce la presión en un sistema con el líquido y el gas remanente en contacto, esto es, el gas en contacto con el líquido no se extrae y con la reducción de presión se permite al gas liberarse de la solución. Este proceso produce más gas y menos líquido. La separación diferencial se realiza cuando el gas en contacto con el líquido se extrae y con la reducción de la presión se permite al gas liberarse de la solución. Este proceso produce más líquido y menos gas.

En instalaciones de varias etapas ambos procesos de liberación de gas se llevan a cabo. Cuando la mezcla fluye a través de la formación, tuberías, estranguladores, reducciones, se tienen reducciones en la presión de la mezcla, esta separación es conocida normalmente como una separación flash. Cuando el fluido pasa a través del separador, se realiza una reducción de presión y también se separa líquido y gas, que se descargan separadamente, ésta es una separación diferencial.

El método de separación ideal para obtener una máxima -

recuperación de líquido, deberá ser una liberación de gas diferencial con un decremento de presión constante, desde la presión existente en el yacimiento hasta la presión en el tanque de almacenamiento. Sin embargo, para llevar a cabo este proceso diferencial se requiere un número infinito de etapas de separación. Una separación diferencial se puede aproximar empleando varias etapas de separación conectadas en serie. El número de etapas no debe ser tan grande para obtener un beneficio apreciable como se puede observar en la tabla 4.¹²

Tabla 4. Beneficio apreciable por etapa.

Número de etapas de separación.	Aproximación a una separación diferencial (%).
2	0
3	75
4	90
5	96
6	98.5

A través de tres o cuatro etapas de separación se puede incrementar teóricamente la recuperación de líquido sobre la separación en dos etapas,¹² esto puede demostrarse con cálculos de equilibrio vapor líquido, donde después de la separación inicial los componentes más ligeros se estabilizan en la fase líquida.⁷ Sin embargo, el incremento neto sobre éste extrañamente paga el costo de un segundo o tercer separador, por lo que generalmente se acepta que dos separadores más el tanque de almacenamiento son óptimas.¹² El tanque de almacena

miento se considera como una etapa de separación, puesto que el gas puede continuar liberándose y porque es donde ocurre el equilibrio final (normalmente es fijada a las condiciones atmosféricas).¹¹

El problema en la separación en etapas es decidir el número óptimo de etapas y sus presiones de operación. Para esto se emplean tres métodos. Se puede efectuar una prueba de campo con separadores, esto puede ser costoso y tardado. -- También puede realizarse un estudio de laboratorio para determinar el diseño óptimo de la separación. Finalmente, el comportamiento de separación de un aceite con gas en solución -- puede calcularse si se tienen los datos suficientes y precisos de equilibrio vapor líquido. Los cálculos de equilibrio se deben realizar para determinar las condiciones de presión y temperatura que proporcionen la mayor producción de líquido en el tanque de almacenamiento.¹

La relación de presiones de operación entre etapas, en un sistema de separación en varias etapas, puede aproximarse con las siguientes ecuaciones:¹²

$$r_p = \left(P_1 / P_{ta} \right)^{1/ne} , . . . (21)$$

$$r_p = P_1 / P_2 = P_2 / P_3 = \dots = P_{ne} / P_{ta} , . . . (22)$$

Por lo tanto tenemos que:

$$P_2 = P_1 / r_p = P_{ta} r_p^{(ne-1)} , . . . (23)$$

$$P_3 = P_2 / r_p = P_{ta} r_p^{(ne-2)} , . . . (24)$$

La Ec. 22, proporciona una aproximación práctica la cual puede emplearse cuando no existe otra información disponible. La Fig. 9, muestra los esquemas de dos, tres y cuatro etapas de separación.¹²

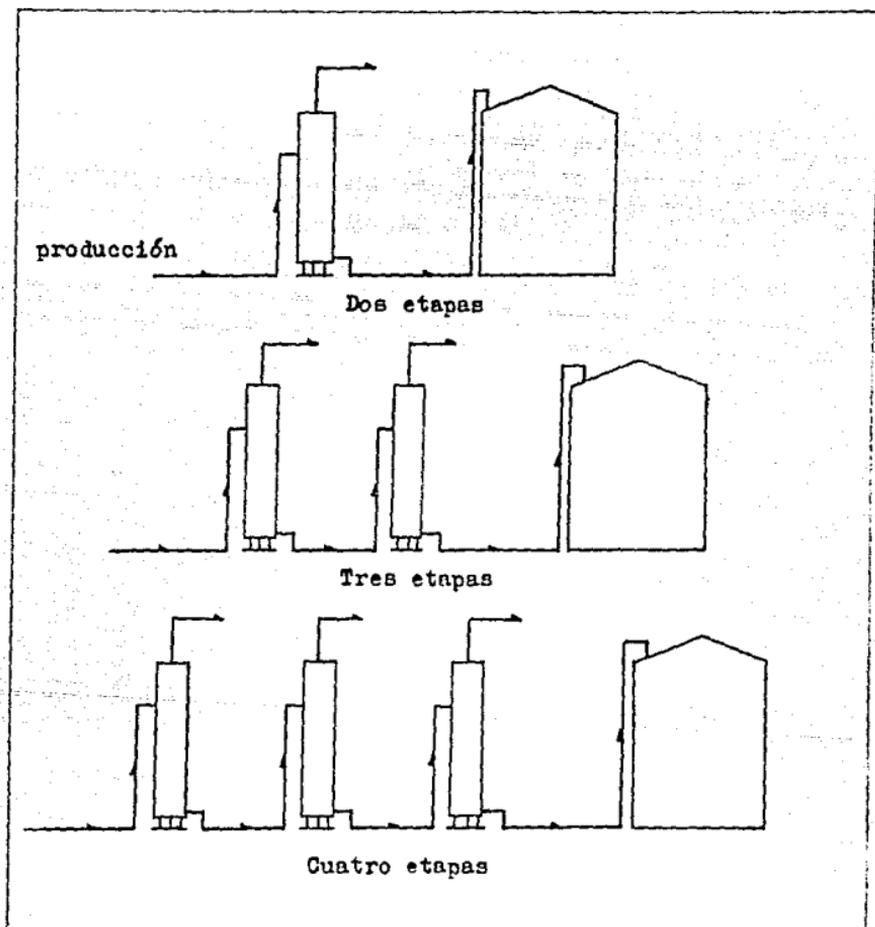


Fig. 9 Esquemas de etapas de separación.

SELECCION DE ETAPAS DE SEPARACION .⁷

Mientras más etapas de separación son incluidas en un proceso de separación, la recuperación de hidrocarburos líquidos se incrementa. Sin embargo, es claro que existe un número de etapas de separación óptimo. La tabla 5, es una guía práctica para determinar un número aproximado de etapas de separación óptimo, con bases de experiencias de campo. Esta tabla no reemplaza los cálculos de equilibrio vapor líquido, estudios y/o decisiones ingenieriles.

Tabla 5 Determinación práctica del número de etapas de separación.

Presión de llegada (lb/pg ² man.)	# de etapas de separación.
25 - 125	2
125 - 300	2 - 3
300 - 500	3
500 - 700	3 - 4

La tabla 5, incluye el tanque de almacenamiento como etapa de separación.

1.3 DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES BIFÁSICOS.

Para asegurar una buena separación en cualquier momento, el separador nunca deberá operar por encima de su capacidad máxima de líquido y gas, debiéndose diseñar para el flujo máximo instantáneo al cual pueda estar sujeto. Muchos pozos producen por "cabeceo" o "baches" como resultado de causas naturales (acumulaciones periódicas, liberación de gas de el aceite), o por la instalación de un método artificial de producción (bombeo neumático intermitente), donde la producción diaria podría realizarse en un determinado número de veces durante dos o tres minutos, resultando un flujo instantáneo mucho mayor al correspondiente en flujo continuo, el separador deberá ser entonces dimensionado para manejar adecuadamente el flujo máximo instantáneo de fluido producido durante estos momentos, o deberá ser suficientemente grande para almacenar parte de estos baches mientras es separada la producción.

Opuestamente, es inadecuado instalar separadores sobrediseñados, bajo condiciones donde su capacidad adicional nunca será utilizada (pozos con bombeo neumático continuo, y algunos pozos fluyentes que producen gastos uniformes), para estas aplicaciones las dimensiones de un separador pueden seleccionarse con base a el flujo total diario de producción. Para determinar la capacidad de líquido y gas en un separador pueden realizarse pruebas de campo bajo condiciones dadas.

Para determinar el efecto exacto de las características de diseño, sobre las capacidades de líquido y gas de un separador, son utilizados modelos de plástico.¹⁵

A continuación se dará un procedimiento práctico para el dimensionamiento de separadores horizontales y verticales donde, se determine el diámetro, la longitud y el tiempo de retención del líquido, para el manejo adecuado de la producción de hidrocarburos.

SEPARADOR HORIZONTAL.

El objetivo del dimensionamiento es obtener el diámetro, la longitud y el tiempo de retención adecuados para satisfacer las condiciones de manejo de gas y líquido del separador. Las siguientes ecuaciones son utilizadas para separar partículas de líquido con un diámetro de 100 micras, en un separador donde el nivel del líquido sea igual o menor a la mitad del diámetro interno del mismo.¹⁶

Capacidad de manejo de gas.

$$d \text{ Leff} = 42 (T Z q_g / P) GK \quad , \quad . \quad . \quad (25)$$

Capacidad de manejo de líquido.

$$d^2 \text{ Leff} = \text{tr } q_l / 0.7 \quad , \quad . \quad . \quad (26)$$

Longitud efectiva en capacidad de gas, Lss.

$$Lss = \text{Leff} + d/12 \quad , \quad . \quad . \quad (27)$$

Longitud efectiva en capacidad de líquido, Lss.

$$Lss = 4/3 \text{ Leff} \quad , \quad . \quad . \quad (28)$$

Relación de esbeltez, re.

$$re = Lss/d \quad 12 \quad , \quad . \quad . \quad (29)$$

Procedimiento práctico.

- 1.- Determinar CK (Ec. 34), y Z (Ec. 14).
- 2.- Calcular la capacidad de manejo de gas (Ec. 25).
- 3.- Suponer varios diámetros comerciales, y calcular para éstos las longitudes tapa a tapa (Ec. 25), y las longitudes efectivas (Ec. 27), correspondientes.
- 4.- Calcular la capacidad de manejo de líquido (Ec. 26).
- 5.- Determinar las longitudes tapa a tapa (Ec. 26), las longitudes efectivas (Ec. 28), y las relaciones de esbeltez (Ec. 29), para varios valores de tr, y d.
- 6.- Tabular los valores de tr, d, Leff, Lss, y re.
- 7.- Elegir d y Lss (con relación de esbeltez de tres a cuatro).
- 8.- Graficar d contra Lss, trazando las tendencias de tr y las curvas de esbeltez.
- 9.- Con el área de diseño formada, podran seleccionarse algunas otras dimensiones.

SEPARADOR VERTICAL.

El dimensionamiento de los separadores verticales necesita de la combinación de: diámetro, longitud y tiempo de retención de líquido; seleccionandose el separador que presente aquella combinación que tenga el diámetro mayor que el -- que se obtuvo por el diámetro mínimo requerido para el manejo de gas.¹⁶

Diámetro mínimo requerido para el manejo de gas, dm.

$$dm^2 = 504 (T Z q_g / P) CK \quad , \quad . \quad . \quad (30)$$

Capacidad de manejo de líquido.

$$d^2 hl = tr q_1 / 0.12 \quad , \quad . \quad . \quad (31)$$

Longitud efectiva, Lss.

$$Lss = (hl + d + 40) / 12 \quad , \quad . \quad . \quad (32)$$

Relación de esbeltez, re.

$$re = Lss / d \quad 12 \quad , \quad . \quad . \quad (33)$$

Procedimiento práctico.

- 1.- Determinar CK (Ec. 34), y Z (Ec. 14).
- 2.- Calcular el diámetro mínimo requerido para la capacidad de manejo de gas (Ec. 30).
- 3.- Calcular la capacidad de manejo de líquido (Ec. 31).
- 4.- Determinar las alturas de líquido (Ec. 31), las longitudes efectivas (Ec. 32), y las relaciones de esbeltez (Ec. 33), para varios valores de tr y d.
- 5.- Tabular los valores de tr, d, Leff, Lss, y re.
- 6.- Elegir d y Lss (con relación de esbeltez de tres a cuatro).
- 7.- Graficar d contra Lss, trazando las tendencias de tr y las curvas de esbeltez.
- 8.- Con el área de diseño formada, podran seleccionarse algunas otras dimensiones.

El objetivo de la sección secundaria de un separador, es remover partículas de líquido de hasta 100 micras de diámetro para no permitir que se inunde el eliminador de niebla y sea apto para la rectificación final del gas.⁷ CK es una constante que depende de las propiedades del gas y el líquido, así -

como del tamaño de las partículas de líquido, para satisfacer adecuadamente las condiciones de manejo de gas y líquido en el separador. Esta constante puede ser determinada aproximadamente usando la Ec. 34, como se muestra:¹⁶

$$\begin{aligned}
 CK = & 0.0862 + 7.8491 \times 10^{-4} v_0 - 9.465 \times 10^{-7} v_0^2 + (0.4157 - 8.73 \times 10^{-5} \\
 & v_0 + 1.7280 \times 10^{-5} v_0^2) (\lg P / (T + 460)) + (-0.9064 - 8.9429 \times 10^{-3} \\
 & v_0 + 1.6534 \times 10^{-4} v_0^2) (\lg P / (T + 460))^2 + (1.4158 + 3.5422 \times 10^{-2} \\
 & v_0 - 6.9598 \times 10^{-4} v_0^2) (\lg P / (T + 460))^3 + (-1.1793 - 4.7670 \times 10^{-2} \\
 & v_0 + 9.5633 \times 10^{-4} v_0^2) (\lg P / (T + 460))^4 + (0.4861 + 2.6753 \times 10^{-2} \\
 & v_0 - 5.4142 \times 10^{-4} v_0^2) (\lg P / (T + 460))^5 + (-0.0780 - 5.3051 \times 10^{-3} \\
 & v_0 + 1.0775 \times 10^{-4} v_0^2) (\lg P / (T + 460))^6 \quad , \quad . \quad . \quad (34)
 \end{aligned}$$

CAPITULO II

COMPRESION DEL GAS SEPARADO.

II.1 TERMODINAMICA DEL PROCESO DE COMPRESION.

Para seleccionar compresores y formarse un criterio sobre ellos, son indispensables algunas nociones fundamentales de termodinámica, siendo ésta una de las disciplinas de mayor aplicación y trascendencia en la ingeniería. La termodinámica trata sobre la transformación de la energía y sus limitaciones, así como las diferentes propiedades de las sustancias involucradas con la intención de proporcionar una caracterización cuantitativa en términos de variables mensurables. Por medio de un análisis termodinámico se puede calcular la potencia requerida y predecir el comportamiento detallado del gas en un compresor.

Al entender los diferentes principios básicos de la termodinámica se comprenderá que todas las ecuaciones empleadas para el diseño de un compresor están basadas en dichos principios.

CONCEPTOS BASICOS DE TERMODINAMICA .

SISTEMA. Un sistema termodinámico es una porción de espacio o cantidad de materia que se selecciona para propósi—tos de análisis. Todo lo ajeno al sistema se conoce como alrededores, y el límite real o hipotético entre el sistema y los alrededores se denomina fronteras o límites del sistema.

Los sistemas termodinámicos generalmente se clasifican en dos grandes grupos: sistemas cerrados y sistemas abiertos, se dice que un sistema es cerrado si no existe transferencia de masa entre éste y sus alrededores. En la Fig. 9a, aparece un sistema cerrado. Opuestamente, en un sistema abierto existe realmente transferencia de masa entre el sistema y -- sus alrededores, como puede verse en la Fig. 9b.⁸

PROPIEDAD. La propiedad termodinámica es cualquier característica o atributo del sistema que puede valorarse cuantitativamente, ya sea en forma directa o indirecta. Las propiedades termodinámicas dependen exclusivamente del estado o condición física del sistema, siendo independientes de la -- trayectoria por la cual se alcance dicha condición, por ello se debe afirmar que las propiedades termodinámicas son fun--ciones de punto.⁹

Generalmente las propiedades termodinámicas se clasifican en dos grandes categorías: propiedades intensivas y propiedades extensivas. Las propiedades intensivas no dependen de la masa del sistema, como la temperatura, la presión, la densidad, el volumen específico. Las propiedades extensivas sí dependen de la masa de el sistema, como el volumen, el --

peso. Si el valor de una propiedad extensiva se divide entre la masa del sistema, la propiedad resultante se conoce como propiedad específica.

ESTADO. El estado de un sistema es definido por el conjunto de valores que tienen las propiedades termodinámicas en un instante. Generalmente la presión y la temperatura, la presión y el volumen específico, o la temperatura y el volumen específico son propiedades que se utilizan para definir un estado termodinámico.

PROCESO. Se dice que se ha realizado un proceso termodinámico cuando una sustancia o sistema ha cambiado de estado, modificando una o más de sus propiedades. Un ciclo es un proceso o conjunto de procesos que hacen regresar el sistema al estado termodinámico original. La trayectoria es el conjunto de estados que atraviesa un sistema al realizarse un proceso termodinámico.

TRABAJO. El trabajo es una interacción energética entre un sistema y sus alrededores, a través de aquellas porciones de los límites del sistema en que no hay transferencia de masa, como consecuencia de una diferencia de una propiedad intensiva diferente de la temperatura entre el sistema y sus alrededores. El trabajo es de naturaleza transitoria y no puede almacenarse en un sistema.

CALOR. El calor es una interacción energética entre un sistema y sus alrededores, a través de aquellas porciones de los límites del sistema en que no hay transferencia de masa, como diferencia de temperatura entre el sistema y sus alrededores.⁸

BALANCE DE ENERGIA. un balance de energía es un procedimiento matemático para determinar las transferencias de energía (que entran y/o salen) sobre un sistema, así como los cambios de energía dentro de este, durante un tiempo de terminado.⁹

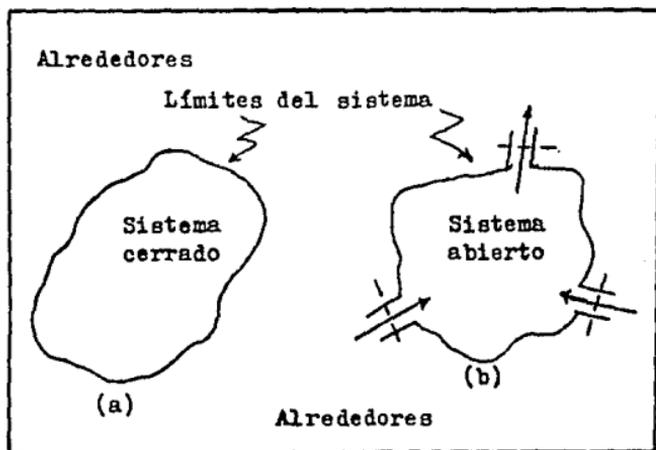


Fig. 9 Sistemas abierto y cerrado.

PRIMERA LEY DE LA TERMODINAMICA .

Uno de los axiomas de mayor importancia en la termodinámica, es la primera ley de la termodinámica o principio de la conservación de la energía. Dicha ley establece, en forma clásica, que la energía no se crea ni se destruye en los procesos, sino que sólo se transforma. Para que este axioma extremadamente sencillo sea de utilidad, es necesario identificar de antemano las diferentes formas de energía con el objeto de poder cuantificarlas y realizar balances energéticos apropiados.

A continuación se desarrollarán algunas expresiones matemáticas que permitan calcular el trabajo realizado por/sobre algunos sistemas, éste será determinado a través de los cambios de energía que éste origina en el sistema o en sus alrededores. Para este propósito se usara un sistema cerrado simple cilindro-émbolo (compresor recíprocante), que contenga un gas como aparece en la Fig. 10, en el cual no hay fricción, y la presión es uniforme. Esto último no implica que la presión sea constante.

Mediante principios básicos:

$$F = P A \quad , \quad . \quad . \quad (35)$$

De la definición mecánica de trabajo:

$$W = F l \quad , \quad . \quad . \quad (36)$$

Sustituyendo la Ec. 35 en la Ec. 36, y aplicando la diferencial. Además de saber que $A dl = dv$, se tiene:

$$dw = P dv \quad , \quad . \quad . \quad (37)$$

Integrando la Ec. 37, el trabajo total está dado por:

$$w_{sc} = \int P dv \quad , \quad . \quad . \quad (38)$$

De la Ec. 38, se desprende que en un diagrama presión v volumen, el área bajo la curva descrita por el proceso es igual al trabajo total, y la determinación de éste se reduce a la - evaluación de dicha área, Fig. 11.

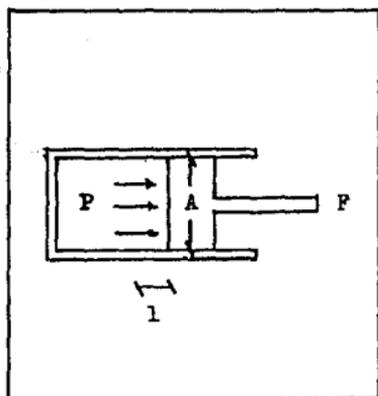


Fig. 10 Sistema cerrado.

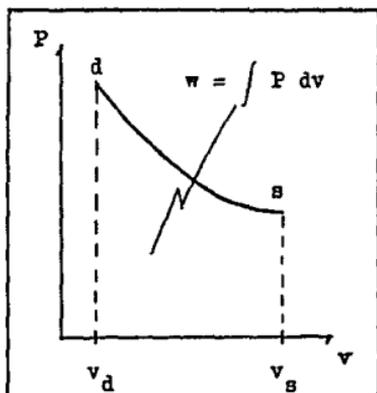


Fig. 11 Diagrama P v.

Si el sistema realiza un proceso cíclico como se muestra en la Fig. 12, el área encerrada por el ciclo en un diagrama presión volumen es igual al trabajo neto desarrollado por un sistema. En forma analítica:

$$w_{neto} = \int_a^b P dv + \int_b^a P dv \quad , \quad . \quad . \quad (39)$$

$$w_{neto} = \oint P dv \quad , \quad . \quad . \quad (40)$$

Ahora bien, con el objetivo de calcular el trabajo total desarrollado por un sistema abierto (compresor centrífugo), - que opera sin fricción, en régimen estable, con una entrada y una salida de flujo, como se muestra en la Fig. 13. Se debe considerar primero una masa unitaria, que viaja a través del sistema abierto.

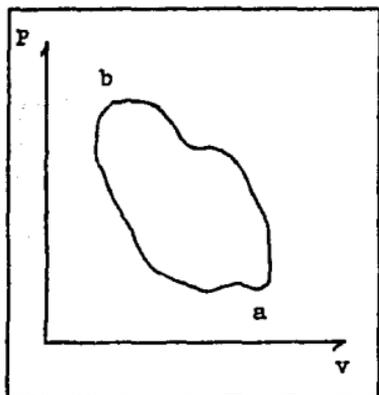


Fig. 12 Proceso cíclico.

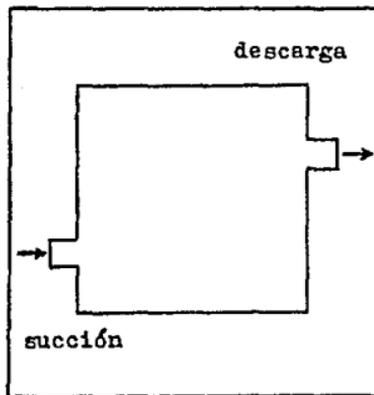


Fig. 13 Sistema abierto.

Debido a la expansión o compresión que puede sufrir la - masa unitaria, ésta puede realizar un trabajo al desplazarse entre las condiciones inicial y final, y de acuerdo con la -- Ec. 37, se tiene:

$$dw_{ec} = P dv \quad , \quad . \quad . \quad (41)$$

Para introducir la masa unitaria al sistema a través de la succión, se requiere cierta cantidad de energía suministrada por los alrededores. De manera análoga, también el siste-

ma requiere suministrar energía para expulsar la masa unitaria a través de la descarga. Esta puede calcularse analizando las condiciones inicial o final, a partir de principios básicos se tiene:

$$W_f = P A \bar{V}$$

Como el sistema opera en régimen estable, el principio de conservación de materia es requerido:

$$m/t = m_s/t = m_d/t$$

Donde:

$$m/t = \rho A \bar{V} = A \bar{V} / v$$

Por lo anterior se puede concluir que:

$$w_f = P v$$

La energía w_f se conoce, como "energía de flujo"; sin embargo, ésta no puede considerarse como trabajo, de acuerdo a su definición termodinámica. Analizando el sistema abierto de la Fig. 13, el trabajo por unidad de masa que desarrolla el sistema debido a la masa unitaria es:

$$w_{sc} = w_{sa} + P_d v_d - P_s v_s \quad , \quad . \quad . \quad (42)$$

Diferenciando, desarrollando y simplificando la Ec. 42, se tiene:

$$dw_{sa} = - v dp \quad , \quad . \quad . \quad (43)$$

Si integramos la Ec. 43, se obtiene:

$$w_{sa} = - \int v dp \quad , \quad . \quad . \quad (44)$$

ENTALPIA. La entalpía es una propiedad sumamente importante en los análisis termodinámicos y se define, por unidad de masa como:

$$h = u + P v \quad , \quad . \quad . \quad (45)$$

En entalpía, lo mismo que en energía interna, sólo se puede establecer diferencias y no valores absolutos, siendo ambas propiedades extensivas del sistema.⁸

ENERGIA INTERNA. Existen a nivel microscópico una gran cantidad de energías (de vibración, rotación, cinética, espín, etc.), asociadas a cada partícula que compone un sistema, todas estas energías se engloban en un sólo concepto que es conocido como energía interna (por unidad de masa), u .⁹

PRIMERA LEY DE LA TERMODINAMICA EN CUALQUIER SISTEMA.

Ahora, se debe considerar un sistema abierto en general con "n" entradas y "m" salidas de flujo como el que aparece en la Fig. 14.

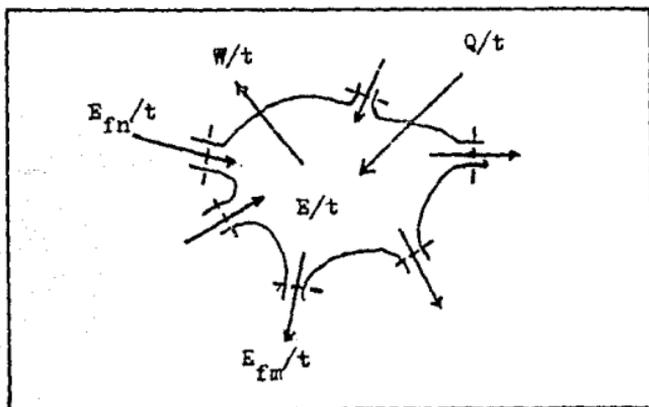


Fig. 14 Sistema abierto/cerrado general.

Un balance de energía sobre este sistema indicaría que:

$$-Q/t + W/t + \sum_n E_{fn}/t - \sum_m E_{fm}/t = E/t \quad , \quad (46)$$

La energía específica de flujo, e_f , asociada con el flujo que entra o sale del sistema se compone de energía interna, energía cinética, y energía potencial. También debe recordarse que se requiere una energía o trabajo de flujo para introducir o expulsar el flujo masico del sistema. En consecuencia a lo anterior y utilizando la definición de la entalpía:

$$e_f = h + \bar{v}^2/2 + g h \quad , \quad (47)$$

Sustituyendo la Ec. 47, en la Ec. 46, se tiene:

$$-Q/t + W/t + \sum_n m_n/t (h_n + \bar{v}_n^2/2 + g h_n) - \sum_m m_m/t (h_m + \bar{v}_m^2/2 + g h_m) = E/t \quad , \quad (48)$$

La Ec. 48, constituye un balance de energía general válido para cualquier sistema. Para un sistema cerrado donde se realiza un proceso adiabático reversible:

$$w = \Delta e = \Delta u \quad , \quad (49)$$

Para un sistema abierto que opera en régimen estable, y se realiza un proceso adiabático reversible:

$$w = m/t (e_{fd} - e_{fs})$$

Despreciando los efectos de las energías cinética y potencial, se obtiene:⁶

$$w = (h_d - h_s) \quad , \quad (50)$$

SEGUNDA LEY DE LA TERMODINAMICA.⁹

La primera ley de la termodinámica analiza los procesos de transformación de energía desde el punto de vista cuantitativo de conservación de energía. La segunda ley de la termodinámica, analiza la parte cualitativa de estos procesos, en cuanto a su dirección, y posibilidad de transformación de la energía. Es decir, la segunda ley de la termodinámica impone las restricciones para el cumplimiento de la primera -- ley de la termodinámica.

En la termodinámica clásica existen dos enunciados equivalentes que representan el punto de partida para el desarrollo de la segunda ley de la termodinámica: el primer enunciado es el de Kelvin-Planck, el cual dice; Es imposible construir una máquina térmica que opere en ciclos, en el cual todo el calor suministrado sea transformado en trabajo útil. El segundo enunciado es el de Clausius, el cual dice; Es imposible que el calor pase, por si solo, desde una región de menor hasta otra de mayor temperatura.

PROCESOS REVERSIBLES E IRREVERSIBLES. Cuando se realiza un proceso en determinado sistema para llevarlo de un estado inicial a otro estado final cualquiera, se puede hablar de un proceso directo (de inicial a final), si se pretende regresar el sistema al estado inicial, se puede hablar de un proceso inverso (de final a inicial).

Son reversibles, los procesos en que al efectuarse un proceso en los sentidos inverso y directo, el sistema regresa a su estado inicial, de tal manera que el conjunto de pro

cesos no provoca en los alrededores ninguna alteración. Son irreversibles, los procesos en que al efectuarse un proceso en los sentidos inverso y directo, el sistema no regresa a su estado inicial, sin causar algún efecto en los alrededores. En realidad todos los procesos son irreversibles, sin embargo, algunos procesos conviene, mediante idealizaciones, desarrollarlos como reversibles.

La posibilidad de un proceso, así como su dirección en un determinado sentido, está en función del desorden molecular que existe en el sistema. La entropía, S , es una propiedad termodinámica extensiva, que determina el grado de desorden molecular. Un proceso en el cual, el cambio de entropía del sistema y sus alrededores es igual a cero, es reversible, cuando el cambio de entropía es mayor a cero, es irreversible, así analíticamente se tiene que:

$$S_d - S_s = \int_s^d \Delta S_d = 0.0 \quad \text{reversible.}$$

$$S_d - S_s = \int_s^d \Delta S_d = 0.0 \quad \text{irreversible.}$$

ECUACIONES BASICAS EN GASES IDEALES.

Cuando un gas se encuentra a bajas presiones y altas temperaturas, sus moléculas se encuentran tan separadas unas de otras que el comportamiento de cada una de ellas no es afectado por el comportamiento de las demás. Cuando un gas se encuentra en estas condiciones, la ecuación de estado que ---

describe el comportamiento del gas se expresa como:

$$P v = R T \quad , \quad . \quad . \quad (51)$$

Si el comportamiento de un cierto gas responde al modelo planteado por la ecuación anterior, se dice que el gas se comporta como "gas ideal" o "perfecto".⁹

PROCESO POLITROPICO. Un proceso politrópico, es cualquier proceso cuya relación funcional entre la presión y el volumen, sea de la forma:⁸

$$P v^n = \text{constante}$$

Una de las características de los procesos politrópicos, es que cuando "n" toma ciertos valores específicos, la relación puede ser identificada como un proceso más común, la Fig. 15, muestra algunos procesos politrópicos. Cuando un gas ideal se expande o comprime, éste proceso es considerado como adiabático reversible (isoentrópico), la relación funcional entre presión y volumen está dada por:

$$P v^k = \text{constante} \quad , \quad . \quad . \quad (52)$$

La Ec. 52, es bastante precisa cuando el calor que se transfiere durante el proceso real es pequeño, comparado con el trabajo realizado.

Las relaciones entre, presión temperatura volumen, en un proceso adiabático están dadas por:¹⁷

$$T_d/T_s = (P_d/P_s)^{(k-1)/k} = (v_s/v_d)^{k-1} \quad , \quad . \quad (53)$$

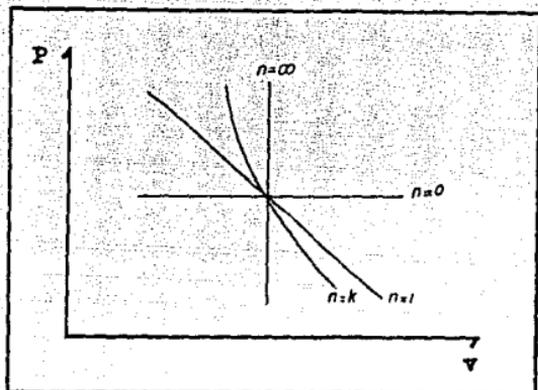


Fig. 15 Procesos politrópicos.

INDICE ADIABÁTICO. El índice adiabático, k , se define como el cociente de el calor específico a presión constante y el calor específico a volumen constante, matemáticamente:

$$k = C_p/C_v \quad , \quad . \quad . \quad (54)$$

El índice adiabático disminuye en magnitud con el aumento en la temperatura del gas.⁸ El comportamiento del índice adiabático para un gas natural, fue determinado por la Gas — Processors Suppliers Association, en un diagrama de peso molecular contra el índice adiabático, para diferentes temperaturas como se muestra en la Fig. 16.

Con el método de ajuste de familia de curvas (C A P A A),¹⁸ se determino una ecuación global que representa en forma general la familia de curvas presentadas en la Fig. 16, con la cual puede determinarse el valor aproximado del índice adiabático, para cualquier valor de densidad relativa y temperatura del gas. El ajuste global se expresa como:

$$k = a_0 + a_1 vx + a_2 vx^2 + a_3 vx^3 + a_4 vx^4 + a_5 vx^5 + a_6 vx^6 + a_7 vx^7 + a_8 vx^8 + a_9 vx^9 + a_{10} vx^{10}, \dots \quad (55)$$

Donde:

$$vx = \lg - 1.9848$$

$$a_0 = 1.088212 - .013385 vx - .000393 vx^2 - .00087 vx^3 + .0002331 vx^4$$

$$a_1 = -.04691 + .006105 vx - .001289 vx^2 + .001322 vx^3 + .000624 vx^4$$

$$a_2 = .022025 - .003573 vx - .000268 vx^2 + .001746 vx^3$$

$$a_3 = -.010867 + .001563 vx + .002355 vx^2 - .000164 vx^3 - .001856 vx^4$$

$$a_4 = .006345 + .002895 vx - .002685 vx^2 - .005051 vx^3 + .001075 vx^4$$

$$a_5 = -.002143 - .001794 vx - .001675 vx^2 + .001148 vx^3 + .001125 vx^4$$

$$a_6 = -.000451 - .003087 vx + .002369 vx^2 + .005014 vx^3$$

$$a_7 = -.000399 + .001578 vx + .000738 vx^2 - .001246 vx^3$$

$$a_8 = .000897 + .001159 vx - .001021 vx^2 - .001925 vx^3 - .000632 vx^4$$

$$a_9 = -.000236 - .000494 vx - .000035 vx^2 - .000217 vx^3$$

$$a_{10} = -.000041 - .000081 vx + .000276 vx^2 - .000323 vx^3$$

$$vx = (T-150)/100$$

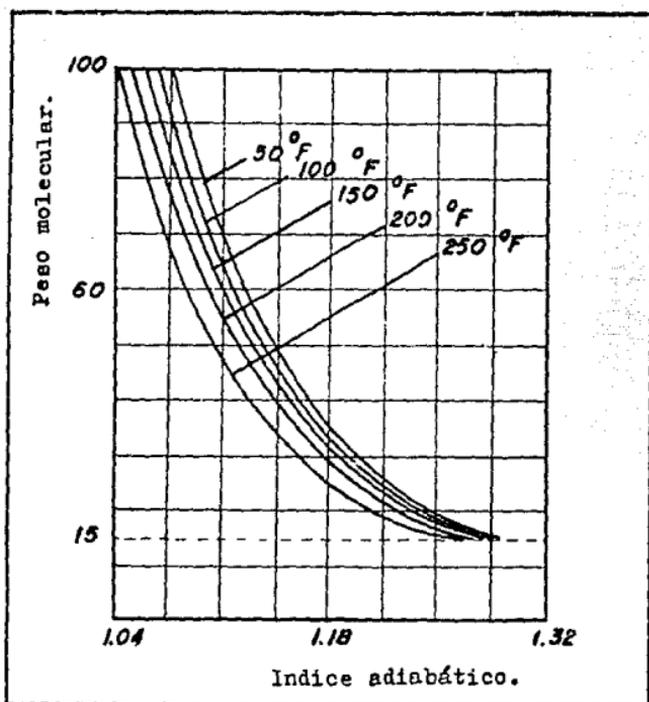


Fig. 16 Comportamiento del indice adiabático.

CALORES ESPECIFICOS. Se llama calor específico, C , a la cantidad de energía que debe ser suministrada a una sustancia por unidad de masa, para que incremente su temperatura en un grado. Los incrementos de la temperatura, ΔT , dependen del proceso durante el cual se suministra calor, Q , y por lo tanto el valor de C , también depende de éste. Por tal motivo se reconocen dos tipos de calores específicos, uno a volumen --- constante, C_v , y el otro a presión constante, C_p .

Para sustancias incompresibles, ambos calores específi-

cos tienen el mismo valor, en el caso de los gases ésto no ocurre, ambos son diferentes y tienen la particularidad de que el C_p , siempre es mayor que el C_v .⁹ Los calores específicos de un gas ideal aumentan en magnitud al aumentar la temperatura, y pueden ser determinados análiticamente o en forma experimental.⁸

El calor específico a volumen constante se define como, la velocidad de cambio de la energía interna con respecto a la temperatura a volumen constante, esto es:

$$C_v = \left. \frac{\partial u}{\partial T} \right|_v, \dots (56)$$

El calor específico a presión constante se define como, la velocidad de cambio de la entalpía con respecto a la temperatura a presión constante, esto es:¹

$$C_p = \left. \frac{\partial h}{\partial T} \right|_p, \dots (57)$$

Por otra parte, partiendo de la definición de la entalpía, se puede demostrar que:⁸

$$C_p - C_v = \bar{R}, \dots (58)$$

PROCESO DE COMPRESION. Las bases del cálculo de un proceso de compresión ciclico en un método analítico, es suponer que éste es adiabático reversible o isoentrópico.¹¹ Es muy conveniente hacer la suposición anterior, de esta forma pueden hacerse cálculos rigurosos con relativa facilidad, teniendo la posibilidad de hacer correcciones después en forma de eficiencia, para referirse al caso real.¹⁹

A continuación se presenta, el planteamiento para deter

minar las expresiones analíticas para evaluar el trabajo de -
compresión, en compresores recíprocos y centrífugos, con -
propiedades termodinámicas de fácil obtención.

Para un compresor recíproco, que realiza un proceso -
cíclico, se debe partir de la Ec. 40, como es indicado a con-
tinuación:

$$w = \oint P \, dv$$

Considerando una compresión adiabática reversible, e in-
tegrando de las condiciones de succión a las condiciones de -
descarga se tiene:

$$w = k/(k-1) \bar{R} T_B \left((P_d/P_B)^{(k-1)/k} - 1 \right) \quad , \quad . \quad . \quad (59)$$

Así mismo, para un compresor centrífugo que realiza un -
proceso cíclico, se debe partir de la Ec. 50, como es indica-
do a continuación:

$$w = h_d - h_B$$

Considerando una compresión adiabática reversible, en r \acute{e} -
gimen estable, y haciendo uso de las Ecs. 57, 54, 58, y 53 se
tiene:

$$w = k/(k-1) \bar{R} T_B \left((P_d/P_B)^{(k-1)/k} - 1 \right) \quad , \quad . \quad . \quad (60)$$

Una aproximación comúnmente utilizada para el cálculo de
la potencia teórica requerida, en caballos de fuerza, para la
compresión de gas natural, es usar una ecuación de trabajo --
adiabático reversible modificada empíricamente;

$$HP = k/(k-1) 0.08557 T_B \left((P_d/P_B)^{z(k-1)/k} - 1 \right) q_q \quad , \quad . \quad (61)$$

La Ec. 61, determina resultados que son razonablemente buenos, acordemente con los valores calculados por mediciones de entalpia entropia, de un diagrama de Mollier.¹¹ El cual se ha establecido como base estándar de comparación.¹⁹

COMPRESION EN VARIOS PASOS. Cuando se tienen altas relaciones de compresión, es necesario utilizar varios pasos de compresión, para dividir así la compresión total requerida en un compresor, en un número determinado de pasos de compresión (en el compresor). La relación de compresión, rc , es la razón de la presión de descarga y la presión de succión. La potencia total requerida es mínima cuando la relación de compresión es la misma, esto puede ser expresado como:

$$rc = (P_d/P_s)^{1/nc} \quad , \quad . \quad . \quad (62)$$

Donde:

nc = número de pasos de compresión.

A medida que rc , se incrementa, la eficiencia volumétrica del compresor decrece y las limitaciones en el esfuerzo mecánico son más pronunciadas. Como una cuestión de diseño práctico, la relación de compresión por paso es usualmente menor a 6.0, en la práctica la relación de compresión por paso no debe exeder a 4.0.¹¹ No obstante, la relación de compresión más económica será determinada conjuntamente con el fabricante del compresor, desde luego que es deseable usar el mínimo número posible de pasos de compresión.¹⁹

Sobre la base de igual relación de compresión por paso, la potencia teórica para "n" pasos de compresión es:¹⁹

$$HP = nc \left(\frac{k}{k-1} \right) 0.08557 (T_s + 460)$$

$$\left(\frac{P_d}{P_s} \right)^{\frac{z(k-1)}{k nc} - 1} q_d \quad , \quad (63)$$

Al tener altas relaciones de compresión por paso, el gas incrementa su temperatura durante la compresión a valores indeseables (temperaturas mayores a 400 °F en la descarga del compresor),²¹ esto incrementa notablemente la potencia teórica requerida para comprimir el gas.¹¹ Por lo tanto es conveniente instalar equipos de enfriamiento y depuradores de gas entre los pasos de compresión,²⁰ aproximando así el proceso de compresión a una condición isotérmica, con lo cual la potencia teórica requerida se reduce a un valor mínimo Fig. 17.¹⁹

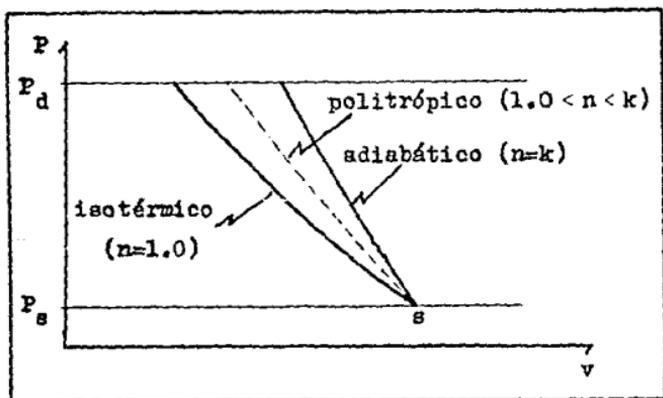


Fig. 17 Proceso de compresión con enfriamiento.

La potencia teórica, obtenida de las ecuaciones anteriores puede ser transformada a potencia al freno requerida, BHP, en un compresor mediante el factor de eficiencia de compre---

sión, η . El factor de eficiencia de compresión, incluye la eficiencia de compresión (pérdidas internas en el compresor), y la eficiencia mecánica del compresor. La eficiencia global de un compresor depende de muchos factores, como son: el diseño del compresor, la potencia requerida, y en general de las condiciones mecánicas de la unidad.¹¹

La potencia al freno requerida, será calculada dividiendo la potencia teórica requerida, entre la eficiencia de compresión, la cual será determinada por una correlación empírica, como se muestra a continuación:²²

$$\eta = 0.969882 - 0.480065/rc \quad , \quad . \quad . \quad (64)$$

II.2 COMPRESORES.

La creciente demanda de procesamiento y tratamiento de gas, requiere ingenieros de campo y personal de operación que este familiarizado con los procedimientos básicos que implica la instalación, diseño y selección de compresores.

La selección y diseño de un compresor, adecuado para un sistema completo de compresión deberá considerar un gran número de variables que influyen en el proceso de compresión del gas. Así mismo las condiciones de operación de un sistema de compresión son reflejadas en las condiciones de operación del sistema de separación, y estas a su vez se refleja en la producción de aceite y gas obtenida.

En una batería de separación son empleados los compresores, para transportar el gas separado de un lugar a otro, o para elevar la presión del gas y vencer la caída de presión en un proceso. Mientras que el uso de la bomba reciprocante ha declinado en proporciones relativamente pequeñas, el compresor reciprocante sigue siendo utilizado en la compresión de gas. No obstante, a mediados de los cuarentas el empleo de compresores centrifugos se ha incrementado notablemente.

TIPOS DE COMPRESORES.

Un parámetro de selección para un compresor es considerar, la regularidad o inestabilidad de las condiciones de operación en el compresor en términos de presión, flujo y composición del gas.

En este contexto, el rango de aplicación puede ser dividido en dos grandes clasificaciones: aquellas con condiciones de operación razonablemente constantes como refinación, procesamiento y refrigeración, y aquellas condiciones de operación variables como transporte, compresión de gas, inyección y almacenamiento.

Los compresores de gas para aplicaciones en condiciones de operación variable, a diferencia de aquellas de clasificación constante, se enfrentan a nuevos flujos, presiones, relaciones de presión y composiciones variables del gas. En algún grado, se enfrentan a mayores límites de presión y relaciones de presión, debido a los avances en la tecnología de producción de aceite y gas.²³

La capacidad de un compresor para tolerar variaciones en la presión de succión, sin afectar en forma notable la operación normal de este, es otro parámetro importante para un compresor.

La clasificación de los compresores se realiza principalmente de acuerdo con la manera en que el mismo transfiere la energía al gas, que es, por medio de una reducción forzada del volumen mediante un movimiento de desplazamiento positivo, o por medio de elementos rotativos que imparten la energía al mismo tiempo que giran llamándoseles a estos dinámicos. En la tabla 6, se muestra esta clasificación de los compresores, mientras que la Fig. 18, muestra esquemáticamente algunos compresores de esta clasificación.²⁴

COMPRESORES

DINAMICOS

CENTRIFUGOS: La energía se transmite al gas en una dirección radial al pasar por una o más combinaciones de impulsor difusor.

AXIALES: La presión y la velocidad se dan al gas en una dirección axial por medio de una o más hileras de álabes y estatores.

DESPLAZAMIENTO POSITIVO

RECIPROGANTES: El elemento de compresión es un pistón que sigue un movimiento recíprocante en un cilindro.

ROTATORIO DE ALABES DESLIZANTES: Los álabes deslizantes se mueven radialmente en un rotor montado excentricamente en un cilindro.

ROTATORIO DE LOBULOS: Dos impulsores lobulares se mueven dentro de un cilindro, sin hacer contacto entre ellos, comprimiendo el gas.

ROTATORIO DE PISTON DE LIQUIDO: Utilizando agua u otro líquido, generalmente en un elemento rotatorio simple, para desplazar el gas manejado.

ROTATORIO DE TORNILLO: Dos hélices o tornillos sin fin entrelazados, sin hacer contacto entre ellos, desplazan el gas en medio de estas hélices.

DE DIAFRAGMA: Por medio de un diafragma se presiona sobre una cavidad cóncava comprimiendo el gas.

Tabla 6 Clasificación de compresores.

COMPRESOR CENTRIFUGO.

El compresor dinámico es probablemente el tipo de compresor de mayor desarrollo. A medida que la demanda exige instalaciones con unidades más sencillas que por razones de costo, alta disponibilidad y operación económica, el campo de aplicación de las unidades dinámicas se hace más amplio. La rápida extensión en el rango de presión que disponen estas unidades junto con el desarrollo de tamaños pequeños, permite que éstas se utilicen preferentemente en áreas que anteriormente -- eran para servicio de otros diseños, la Fig. 19, muestra el - rango de presión capacidad de algunos tipos de compresores.

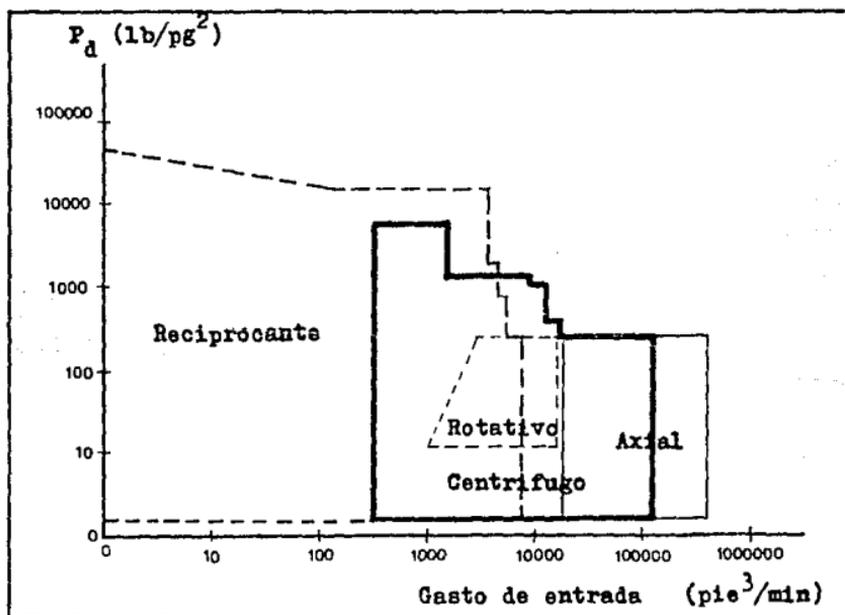


Fig. 19 Rangos presión capacidad para compresores.

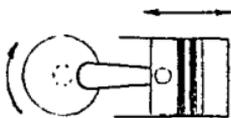


Centrífugo

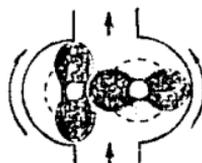
Axial



Compresores dinámicos



Reciprocante



De lobulos



De álabes deslizantes



De tornillo

Compresores de desplazamiento positivo

Fig. 18 Compresores típicos.

Dentro de los compresores dinámicos, el compresor centrífugo es el diseño más desarrollado, aunque las unidades axiales no se quedan atrás en cuanto a capacidad y presión.²⁵ En la industria petrolera existen muchas aplicaciones para los compresores centrífugos, ya que frecuentemente se encuentra una particular preferencia sobre los compresores recíprocos, por su bajo peso y vibración; además de requerir un menor mantenimiento. Los compresores centrífugos son utilizados principalmente en las plataformas costa afuera, plantas petroquímicas, estaciones de compresión de gas, licuefacción de gas natural, etcétera.²⁶

CLASIFICACION.²⁷ La envolvente es la parte que cubre a los elementos internos, es de construcción robusta y se encuentra hecha de diversos materiales, desde hierro fundido para bajas presiones, hasta acero forjado y aleaciones especiales para presiones relativamente altas y gases corrosivos. Los compresores centrífugos pueden clasificarse de acuerdo al seccionamiento que presenta la envolvente, las especificaciones actuales de las normas API definen a los compresores de seccionado horizontal como seccionado axial, y a los compresores de seccionado vertical como seccionado radial. La Fig. 20, muestra estos dos tipos de seccionamiento en un compresor centrífugo.

La norma API 617 señala, en general, el uso de envolventes de seccionado radial en los compresores, cuando la presión parcial de hidrógeno (a la máxima presión de trabajo de la envolvente), excede de 200 lb/pg^2 .

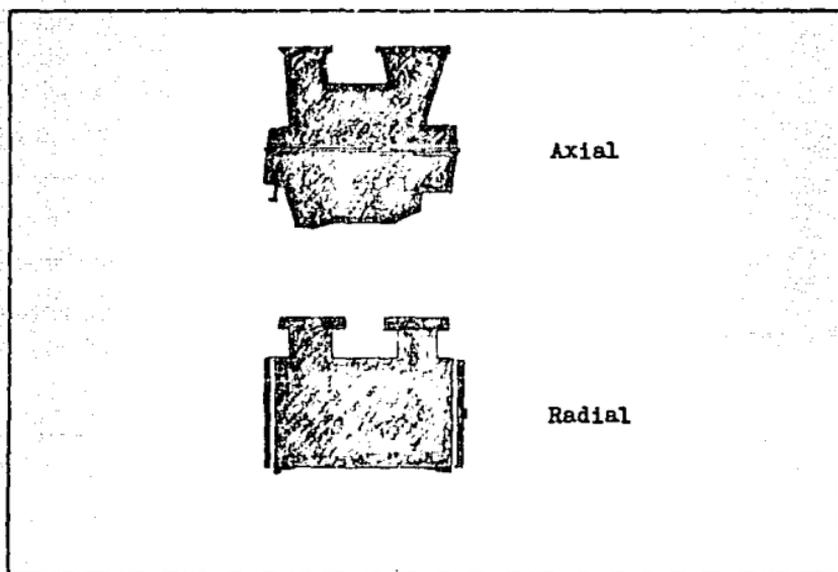


Fig. 20 Seccionamiento de compresores centrifugos.

El compresor centrifugo seccionado horizontalmente tiene una mitad superior y otra mitad inferior unidas por una brida y espárragos o pernos en la división horizontal. Para tener acceso a los componentes internos del compresor para su mantenimiento, se desmonta la mitad superior de la envolvente. No obstante, para tener acceso a los cojinetes o chumaceras, no es necesario desmontar la mitad superior de la envolvente. La envolvente de seccionado axial es disponible con conexiones en la parte superior o inferior para el proceso de gas. Las conexiones en la parte superior aumentan el tiempo de mantenimiento porque es necesario desconectar la tubería de alimentación y descarga del gas, antes de desmontar el compresor.

Los compresores seccionados radialmente tienen una envolvente cilíndrica completa; para tener acceso al rotor y a los componentes internos, se desmontan las tapas o cabezas en un extremo del compresor. Al igual que con las envolventes axiales, se puede dar mantenimiento a las chumaceras y sellos primordiales sin desmontar las tapas. Como se indicó, la selección de la envolvente de seccionado radial depende de la presión parcial de hidrógeno en el gas, la presión del proceso y la distribución física de la planta con relación al mantenimiento del compresor.

ETAPA DE COMPRESION. El funcionamiento de un compresor centrífugo es centrado en la etapa. Una etapa, básicamente - consiste en el impulsor y el difusor, cada uno con una función específica, la Fig. 21, muestra un compresor centrífugo de cuatro etapas de compresión.²⁴

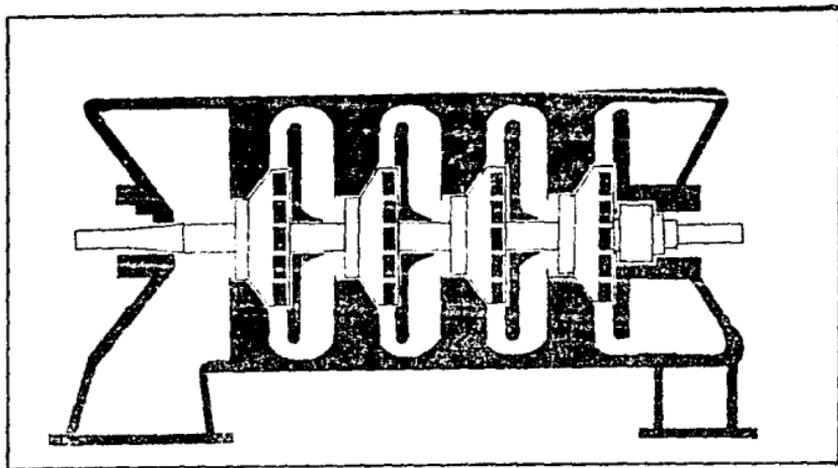


Fig. 21 Compresor centrífugo de cuatro etapas.

El impulsor, imparte energía cinética al gas descargando en la periferia hacia el difusor. Aproximadamente de un 60% a 70% de la elevación de presión se lleva a cabo en el impulsor, la Fig. 22, muestra algunos tipos de impulsores. Los impulsores pueden clasificarse por la curvatura del álabe, ésta puede asociarse con el ángulo de salida del gas en el impulsor, la Fig. 23, muestra esta clasificación y las curvas características para cada una de las formas. Para altas presiones y velocidades, los impulsores radiales y los de álabes curvados hacia atrás son los más eficientes y confiables, por lo que, son más empleados en compresores centrífugos.¹⁹

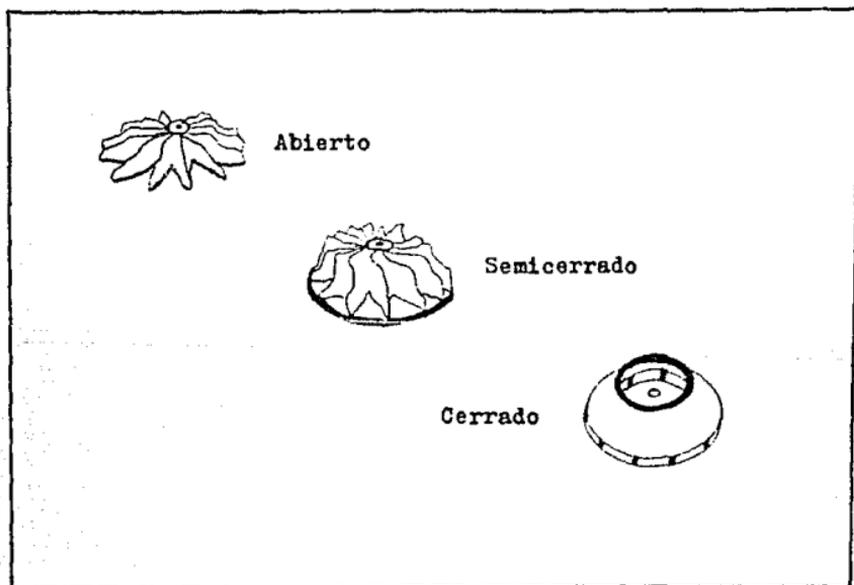


Fig. 22 Tipos de impulsores.

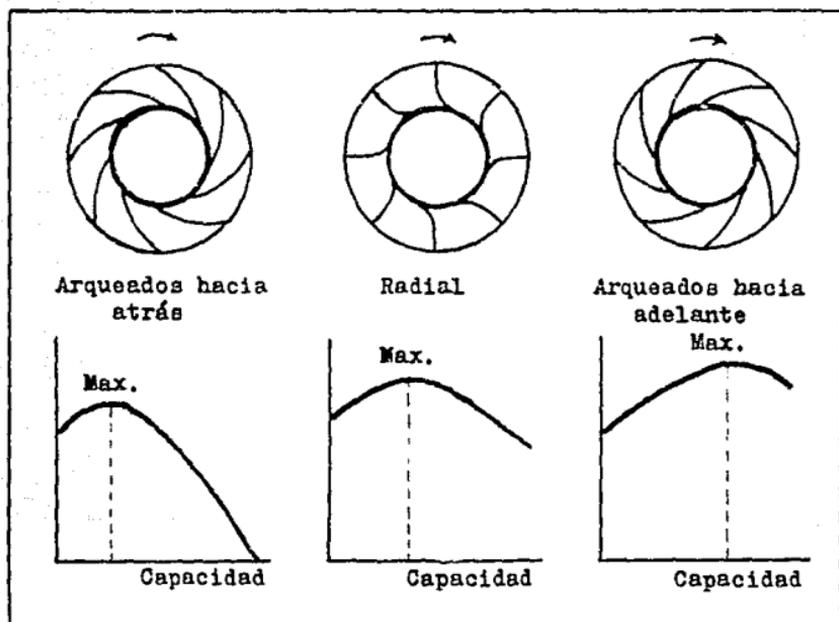


Fig. 23 Impulsores y características típicas.

En el difusor, la energía cinética es convertida en energía de presión al actuar éste como una tobera invertida, es decir, el difusor se diseña para recibir el gas a baja presión y a alta velocidad para descargarlo a alta presión y baja velocidad. Los difusores que se pueden utilizar son: difusores de paredes paralelas, difusores con paletas o difusores del tipo de voluta. El tipo de difusor empleado en compresores de varios pasos de compresión es el de paredes paralelas; en los compresores de un paso se puede utilizar un difusor de tipo voluta, montado sobre el impulsor.²⁷

Dejando el difusor, que está formado por paredes de dos diafragmas adyacentes, el gas gira 180° en una curva de retorno para entrar a los canales de retorno del diafragma. Los diafragmas son las paredes de separación entre las etapas. El canal de retorno contiene paletas guía las cuales distribuyen y dirigen la corriente de gas hacia el siguiente impulsor. El número de etapas requeridas depende de la relación de presión necesaria y será independiente de la cantidad de flujo.²⁴

CURVA DE COMPORTAMIENTO. El parámetro generalmente mas usado para ser graficado como variable independiente es el volumen de entrada actual o flujo volumétrico. Los parámetros que se grafican contra éste son:

- a) Carga adiabática o politrópica.
- b) Presión de descarga.
- c) Potencia requerida.
- d) Eficiencia adiabática o politrópica.
- e) Relación de presiones.
- f) Incremento de presión.
- g) Temperatura de descarga.

Los fabricantes de compresores pueden proporcionar cualquiera de estas curvas, las más comunes son las cuatro primeras. La curva de rendimiento o comportamiento se conoce también con otros nombres, como curva de carga estática y capacidad, curva de presión y capacidad, etc. El nombre no importa porque su propósito es el mismo, es decir, ilustra en forma grafica como varían la carga estática, la presión o la potencia según la capacidad.²⁴

En las Figs. 24 y 25, se muestran algunas curvas típicas de comportamiento.¹⁹ Por lo general se utiliza una sola curva para ilustrar el comportamiento de un compresor a velocidad constante y para los de velocidad variable se utilizan curvas múltiples.

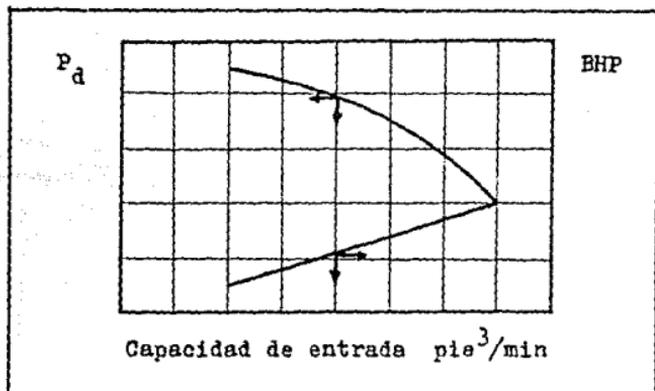


Fig. 24 Curvas típicas de comportamiento.

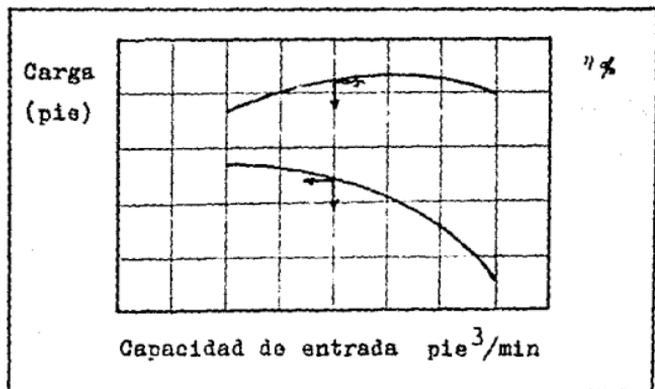


Fig. 25 Curvas típicas de comportamiento.

La curva de comportamiento, además de mostrar la característica de presión y capacidad, también muestra algunos límites importantes de operación, el más importante es el límite de inestabilidad o punto de mínimo flujo "surge", abajo del cual la operación es inestable siempre. La inestabilidad se manifiesta como pulsaciones de presión y de flujo que pueden volverse lo suficientemente severas como para dañar el compresor. Por tanto, será necesario un sistema de control anti-inestabilidad para limitar la capacidad a un punto mínimo alejado a una distancia segura del límite de inestabilidad. El límite de inestabilidad suele estar marcado con claridad; pero, si no lo está, debe quedar entendido que el extremo izquierdo de la curva termina en el límite de inestabilidad. El extremo inferior derecho de la curva suele terminar antes de llegar a una condición denominada límite de sobrecapacidad "stonewall", si se extendiera esta curva, llegaría a ser vertical en el límite de sobrecapacidad. Por lo general, no se requiere controles para evitar la operación cerca del límite de sobrecapacidad.

La presión de succión, la temperatura de succión, el índice adiabático, y el peso molecular, del gas tienen influencia en el aumento de presión en cada etapa. En la Fig. 26, se ilustra el efecto al variar estas condiciones. En la Ec. 60, es apreciado que la carga y, por tanto, la potencia para una relación de compresión dada varía directamente con la temperatura e inversamente con el peso molecular del gas. Dado que existe un límite de carga estática que puede producir una etapa, es obvio que los gases con elevado peso molecular necesitarán menos etapas que los gases con bajo peso molecular, -

al comprimirlos a la misma relación de presión. Esto es ilustrado en la Fig. 27, para diferentes gases.²⁴

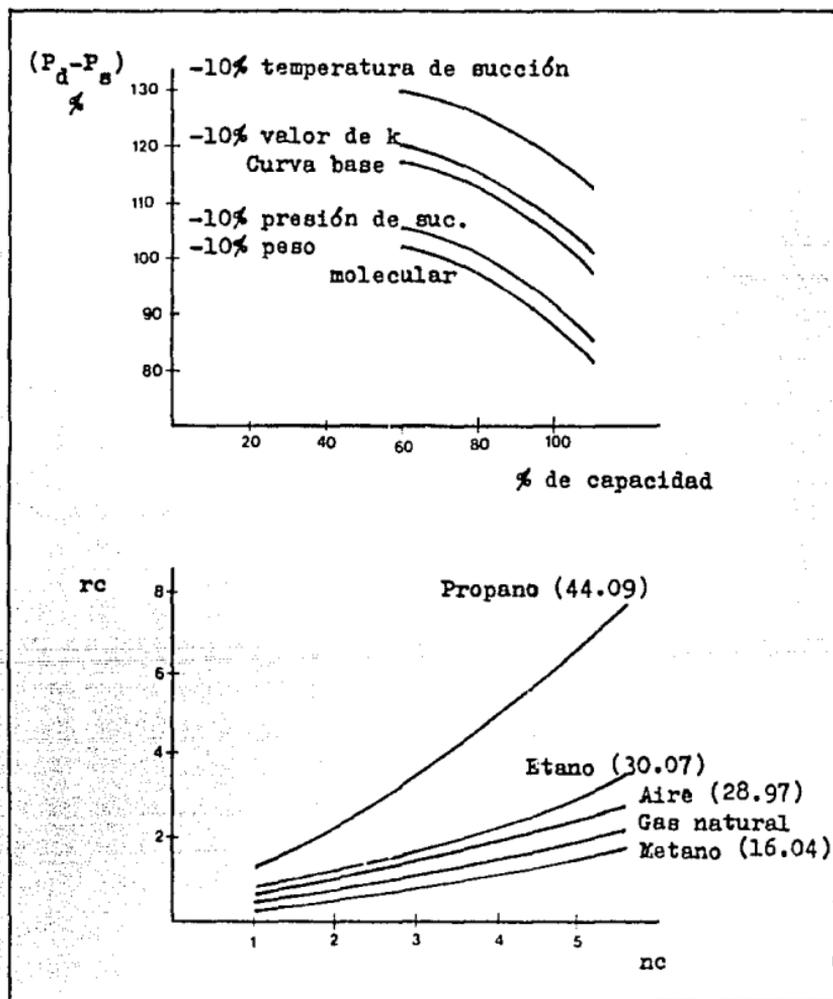


Fig. 27 Efectos sobre la compresión de un gas.

TRAYECTORIAS DE FLUJO. El compresor centrífugo de varias etapas es una unidad extremadamente flexible que puede ser adaptada para un amplio rango de consideraciones mecánicas y de proceso.²¹ Algunas de las trayectorias más comunes son citadas a continuación:

Flujo en línea recta. En la Fig. 28a, se muestra una trayectoria de flujo en línea recta, lo cual indica que el gas fluye por la entrada principal del compresor hacia el impulsor, se descarga del impulsor hacia el difusor por la curvatura de retorno hacia el siguiente impulsor y así sucesivamente hasta que el total del flujo es descargado en el otro extremo del compresor, la mayoría de las veces es empleado para comprimir gas a baja presión.²⁷

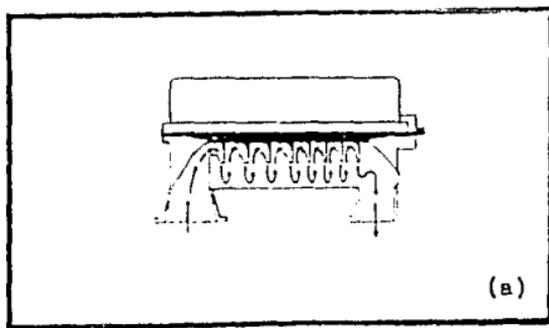
Doble flujo. Con la trayectoria de doble flujo, Fig. 28b, es posible obtener la capacidad de flujo máximo del compresor, funciona como si fueran dos compresores en paralelo, en cada extremo de la envolvente del compresor se encuentra una entrada, el flujo de descarga de cada mitad descarga el centro de la envolvente, como el número de impulsores que maneja cada sección es la mitad a su equivalente en línea recta la capacidad de carga máxima se reduce, los impulsores de cada sección se encuentran opuestos con lo cual se logra equilibrar el empuje axial en el funcionamiento.²¹

Flujo compuesto. En aplicaciones con elevada relación de compresión, es deseable extraer el flujo total de gas para enfriamiento, a fin de minimizar la temperatura del gas y los requerimientos de potencia. En muchas aplicaciones, el flujo compuesto puede reducir el número de envolventes requeridas.

En la Fig. 28c, se puede ver que la trayectoria de flujo es la misma que dos compresores en línea recta que operan en serie. Es decir, el flujo total fluye por la entrada principal del compresor y es descargado por completo, se enfría y vuelve a entrar al compresor y se descarga totalmente al final.²¹

Flujo con corrientes laterales. Para ciclos de refrigeración y otros procesos, se necesita admitir o descargar el gas a niveles de presión intermedios, en la Fig. 28d, se muestra este tipo de flujo, las corrientes laterales pueden introducirse a través del diafragma entre dos etapas, o si el flujo es grande, en el espacio proporcionado por la omisión de uno o dos impulsores.

Flujo con secciones encontradas. En la Fig. 28e, se emplean impulsores encontrados, lo cual permite equilibrar el empuje axial sin necesidad de un pistón de equilibrio, minimiza el empuje axial cuando se eleva a alta presión empleando una envolvente.²⁷



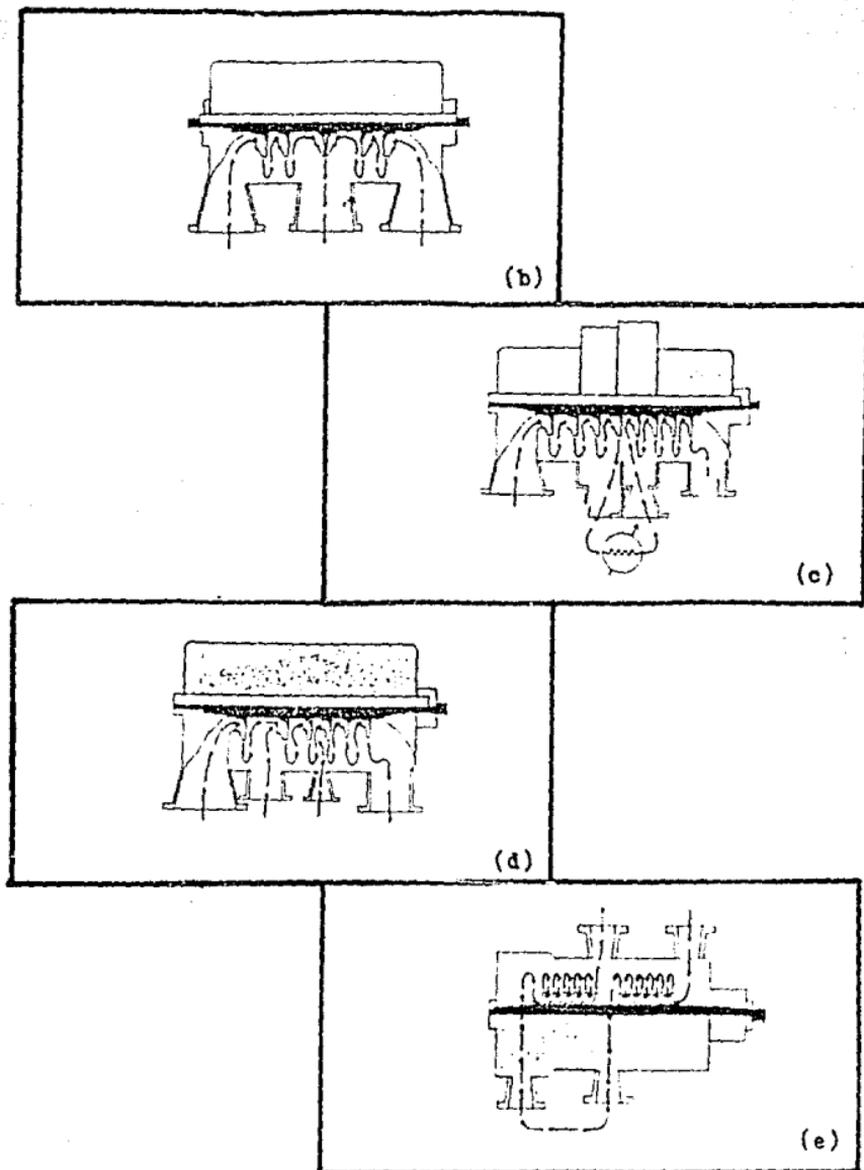


Fig. 28 Trayectorias de flujo.

TRENES DE COMPRESION.²¹ El compresor centrífugo puede -- ser acoplado con o sin engrane incrementador de velocidad pa -- ra lograr alto flujo, alta carga, alta presión o para lograr más de una necesidad de compresión con un solo accionador. Varias combinaciones de compresores, llamados trenes de compresión, pueden planearse para aplicaciones de ingeniería -- por ser eficientes y económicas, esto se logra adaptando la compresión del gas en función de las necesidades del proceso. Algunos ejemplos de frecuente empleo son:

Dos envolventes a la misma velocidad. Es empleado cuando los requerimientos de carga exceden prácticamente todas -- las etapas de diseño del cuerpo de un compresor. Un equipo -- de enfriamiento puede introducirse entre las unidades de compresión. En la Fig. 29a, se muestra este arreglo.

Tres envolventes a la misma velocidad. Tres compresores similares accionados a la misma velocidad por un mismo accionador, solo que cada uno dando un servicio diferente a distintos flujos y niveles de presión. En la Fig. 29b, se muestra este arreglo.

Dos envolventes a diferentes velocidades. Un engrane incrementador de velocidad es empleado entre las unidades de -- compresión. Este arreglo es común cuando se manejan gases -- con peso molecular de alto a medio, especialmente cuando se -- requieren pasos múltiples de enfriamiento, la Fig. 29c, se -- muestra este arreglo.

Tres envolventes con flujo doble. Para eliminar la necesidad de un engrane incrementador de velocidad, se introduce un compresor adicional con flujo doble, los tres cuerpos

son accionados a la misma velocidad. Este tren de compresión es para el mismo servicio, como el de dos envolventes a diferentes velocidades. La Fig. 29d, ilustra este arreglo.

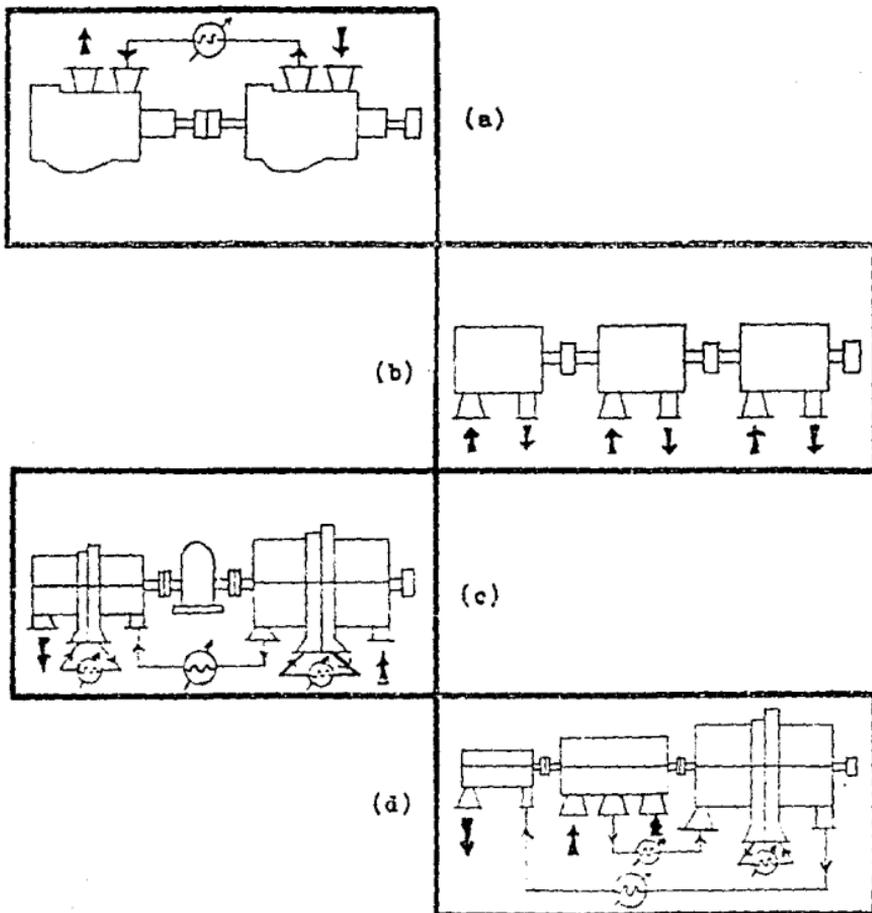


Fig. 29 Trenes de compresión típicos.

11.3 ACCIONADORES.

Los motores y las turbinas son los equipos de propulsión más usados para accionar los compresores de gas; pero no siempre resulta fácil elegir entre ellos. Para cada caso particular deben considerarse los costos de la energía eléctrica y de los combustibles, así como la disponibilidad, y de un estudio técnico de aplicación. Los medios para la transmisión de potencia del accionador a el compresor incluyen coples, engranes, bandas y cadenas.¹⁹

Si el accionador no proporciona la potencia requerida, - el compresor no podrá dar el servicio requerido o si éste no responde con la velocidad necesaria para el compresor, el proceso se desestabilizará tanto tiempo como el accionador tarde en responder.²⁴

Aun cuando el detalle de los diseños de los motores y -- las turbinas le es confiado a especialistas, al ingeniero petrolero le resultará muy conveniente entender algunos de los principios fundamentales de operación y conocer los tipos de motores y turbinas que se fabrican.¹⁹

MOTORES ELECTRICOS. Para aplicaciones estacionarias, el medio más común para accionar compresores son los motores de corriente alterna, cuando existe alguna razón para no usar motores de corriente alterna, se usan de corriente continua. Los motores eléctricos, son generalmente unidades de "jaula - de ardilla" y de arranque a voltaje pleno (aunque también se usan algunos motores de corriente continua), también se usan motores de rotor devanado y síncronos.

Existen dos características importantes del compresor - por lo que respecta a la elección de un motor eléctrico: el par de arranque requerido en la operación normal del compresor y los requisitos de velocidad.²⁸ El motor de jaula de ardilla es excelente, por su robustez y economía, para usarse - en un intervalo amplio de potencias, con frecuencia se especifican motores de alto par de arranque y baja corriente para equipos tales como compresores.¹⁹

El tipo de carcasa especificado para un motor eléctrico que accione un compresor es particularmente importante, debido a que los compresores son instalados en una gran diversidad de lugares. Las carcasas típicas que se usan son a prueba de goteo o salpicaduras. Además en todos los motores eléctricos ventilados es importante que el aire esté libre de gases explosivos o polvo.²⁸

MOTORES DE COMBUSTION INTERNA.²⁸ Aun cuando los motores de combustión interna rara vez pueden mejorar a un motor eléctrico desde el punto de vista puramente económico, son su mamente importantes para numerosos tipos de instalaciones diferentes. Probablemente el uso más común se encuentra en áreas aisladas en que no se tiene electricidad, también son importantes para unidades portátiles, equipo de emergencia, etcétera.

Para accionar un compresor, son utilizados los motores - de diesel, gasolina, doble combustible y gas. El tipo de motor que se fija depende de la cantidad de potencia requerida, tipo de combustible más fácil de obtener y a menor costo, tipo y número de operadores que pueden emplearse y clase de instalación que habrán de servir.

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

La capacidad de un motor de combustión interna es afectada por la temperatura y la presión barométrica del aire de entrada y por lo tanto por la altura a la que opera el motor. Los motores que operan a alturas superiores a 450 m (con respecto al nivel medio del mar), deben considerarse reducidas en capacidad.

Puesto que el precio del combustible para un motor de gasolina es generalmente mucho mayor que para un motor de diesel, el motor de gasolina no encuentra mucha aplicación, pero son apropiados para aplicaciones portátiles en el que el costo del combustible es secundario.

TURBINAS DE GAS. La turbina de gas produce trabajo útil obtenido a partir de la expansión de gases calientes, procedentes de la combustión de un combustible y de aire comprimido.¹⁹ Para compresores centrífugos de alta velocidad, las turbinas de gas presentan un futuro promisorio.

Las turbinas de gas quizás puedan desplazar a los motores de combustión interna, para accionar compresores portátiles de muchos tipos. Mucho depende del desarrollo presente en los talleres y laboratorios de diversos fabricantes.

Las turbinas de gas modernas, se construyen específicamente para trabajos ya determinados.²⁸

CAPITULO III

MINIMOS REQUERIMIENTOS DE COMPRESION

III.1 REQUERIMIENTOS DE POTENCIA.

En una batería de separación típica, siempre son manejados grandes volúmenes de gas separado, siendo más notable don de la producción proviene de yacimientos de aceite volátil o gas y condensado, los cuales se caracterizan por tener relaciones gas aceite de 1100 a 5600 pie³/bl, y de 2800 a 84000 - pie³/bl, respectivamente.²⁹ En el proceso de separación de aceite y gas, no existe un criterio único para establecer las condiciones de operación del equipo más adecuadas. Generalmente la distancia entre una batería de separación y una planta de tratamiento de gas es considerable, esto a menudo propicia la necesidad de comprimir el gas separado (frecuentemente la presión con la que debe llegar el gas a la planta de tratamiento es del orden de 1000 lb/pg²), resultando ser bastante significativo el costo para comprimir el gas separado.²²

Por lo antes citado, las presiones de operación de los separadores de un sistema de separación en varias etapas, de-

berán optimizarse con el fin de reducir a un mínimo los costos por compresión, lográndose adicionalmente un menor requerimiento de equipo para transportar el gas separado.

Para tal propósito, será usado un método empírico práctico que optimiza las presiones de operación de los separadores de las etapas intermedias, en un sistema de separación - en varias etapas.³⁰

FUNDAMENTOS DEL METODO.

Para aplicar el método práctico, es necesario conocer previamente algunos parámetros del sistema de separación, como el determinar el número de etapas de separación del sistema (pueden ser tres o cuatro), así como la temperatura de operación de cada etapa de separación, conocer la presión de envío a la planta de tratamiento de gas (presión de descarga de compresores). Además del gasto de aceite producido y las propiedades de los fluidos producidos (relación gas aceite - instantánea, densidades del aceite y gas), para el cálculo de variables importantes para el desarrollo del método.

La presión de operación de la primera etapa de separación, es determinada en función de la presión de envío a la planta de tratamiento de gas, o a la presión a la que llega la producción de hidrocarburos a la batería de separación, - pudiendo ser éste inferior a la presión de envío a la planta de tratamiento de gas. Así mismo la presión de operación de la última etapa de separación (tanque de almacenamiento), la cual normalmente es determinada en función de las condicio--

nes estándar. Por lo tanto las presiones de operación de la primera y última etapas de separación son fijas.

El método práctico supone la instalación de un compresor independiente por etapa de separación, determinando así una presión de operación óptima para cada etapa intermedia de separación, que corresponde a la presión de succión en el compresor en dicha etapa. Además asume que la presión de descarga de los compresores, corresponde a la presión de envío a la planta de tratamiento de gas.

TEORIA.²²

El gasto de gas en MMpie³/día, para un sistema de separación en varias etapas definido por condiciones de presión y temperatura de operación dadas, puede ser determinado con las siguientes ecuaciones:

$$q_{q1} = (R - R_{s1}) q_o / 10^6 \quad , \quad . \quad . \quad (65)$$

$$q_{q2} = (R_{s1} - R_{s2}) q_o / 10^6 \quad , \quad . \quad . \quad (66)$$

$$q_{q3} = (R_{s2} - R_{s3}) q_o / 10^6 \quad , \quad . \quad . \quad (67)$$

$$q_{q4} = (R_{s3} - R_{s4}) q_o / 10^6 \quad , \quad . \quad . \quad (68)$$

La relación de solubilidad se puede obtener por cálculos de equilibrio vapor líquido, ecuaciones de estado, o por correlaciones empíricas, para cualquier etapa de separación. Para fines prácticos en la predicción de la relación de solubilidad, se usará la correlación empírica de Vázquez, Ec.2.

El cálculo de la potencia teórica requerida en cualquier etapa de separación, para comprimir el gas separado será determinado con la Ec. 63. Así mismo la potencia al freno requerida para alimentar el compresor en cualquier etapa es:

$$\text{BHP}_j = \text{HP}_j / \eta_j \quad , \quad . \quad . \quad (69)$$

Donde, $j = 1, 2, 3, 4$.

La potencia al freno total requerida para transportar el gas separado en el sistema, se obtiene como:

$$\text{BHPT} = \sum_{j=1}^4 \text{BHP}_j$$

Para determinar la potencia al freno total mínima, es necesario calcular el gasto de gas liberado, la potencia teórica requerida, la eficiencia de compresión y la potencia al freno requerida, para cada presión de operación en las etapas de separación. Siendo un proceso iterativo para las etapas intermedias, puesto que son supuestas varias presiones de operación para éstas en forma decreciente entre los valores de presión de operación de la etapa anterior y la etapa siguiente. La última etapa de separación es incluida en el proceso iterativo por que el volumen de gas liberado en esta etapa, dependera de la presión de operación de la etapa anterior.

La potencia al freno total requerida será la suma de la potencia al freno requerida en cada etapa de separación, en todas las iteraciones propuestas. Estas se grafican respecto a las presiones de operación asignadas a cada etapa de separación intermedia, cuando la potencia al freno total requerida alcance su valor mínimo, las presiones correspondientes a ca

da etapa de separación intermedia serán las óptimas para minimizar los requerimientos de potencia para comprimir el gas separado en el sistema de separación en varias etapas (esto será determinado con un método de selección numérico). En la Fig. 30, se muestra una gráfica típica de la potencia al freno requerida contra las presiones de operación de los separadores en las etapas intermedias, para un sistema de separación de cuatro etapas.

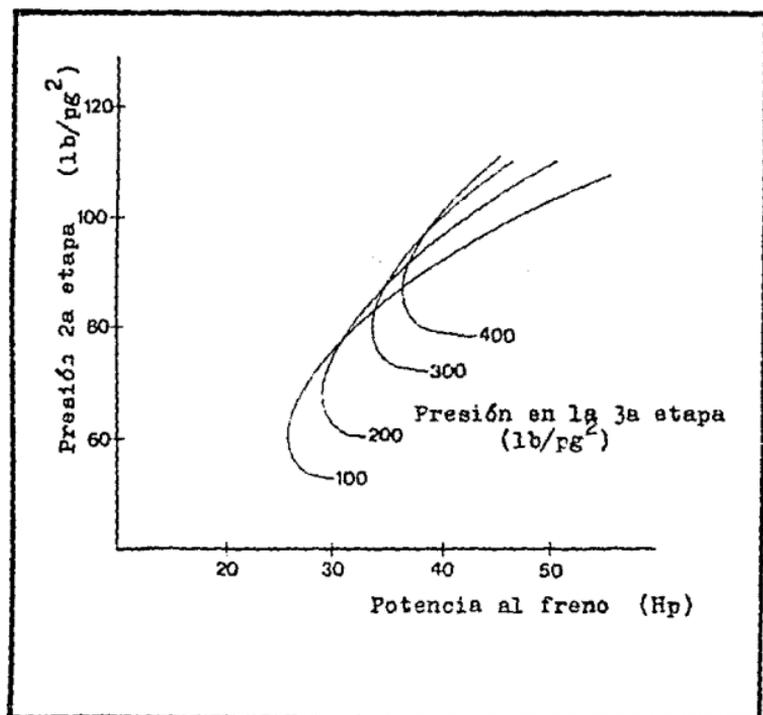
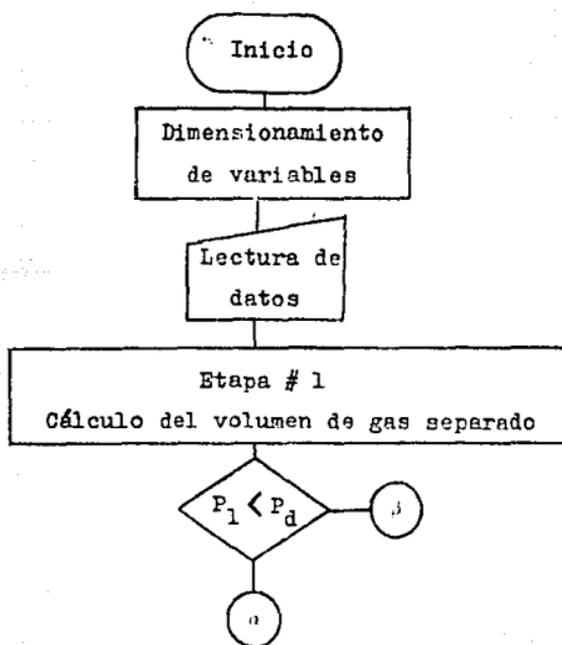


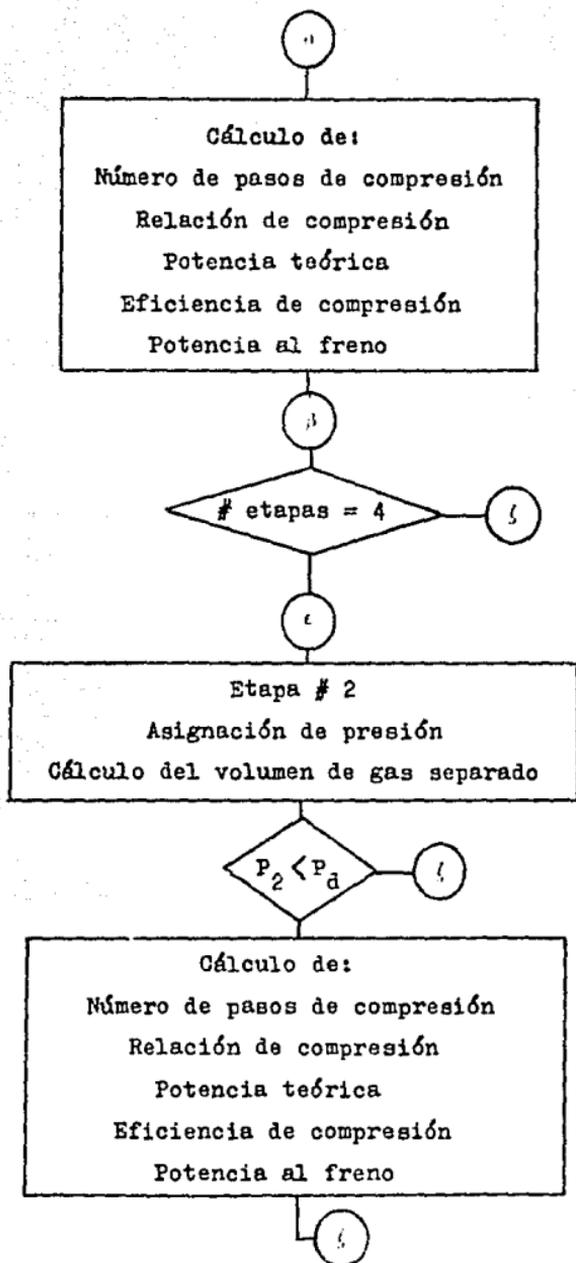
Fig. 30 Comportamiento de la potencia requerida.

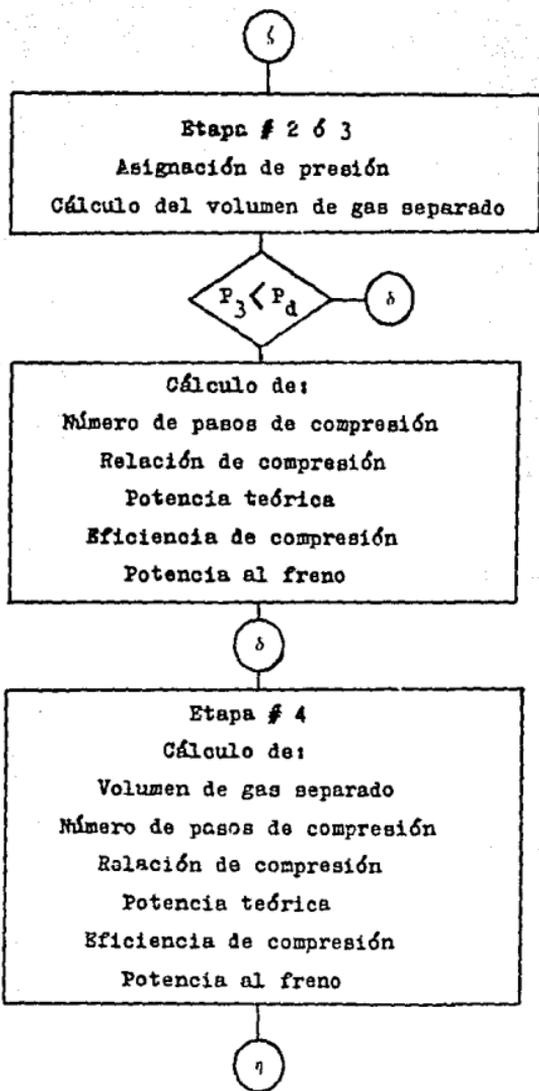
PROGRAMA DE COMPUTO .

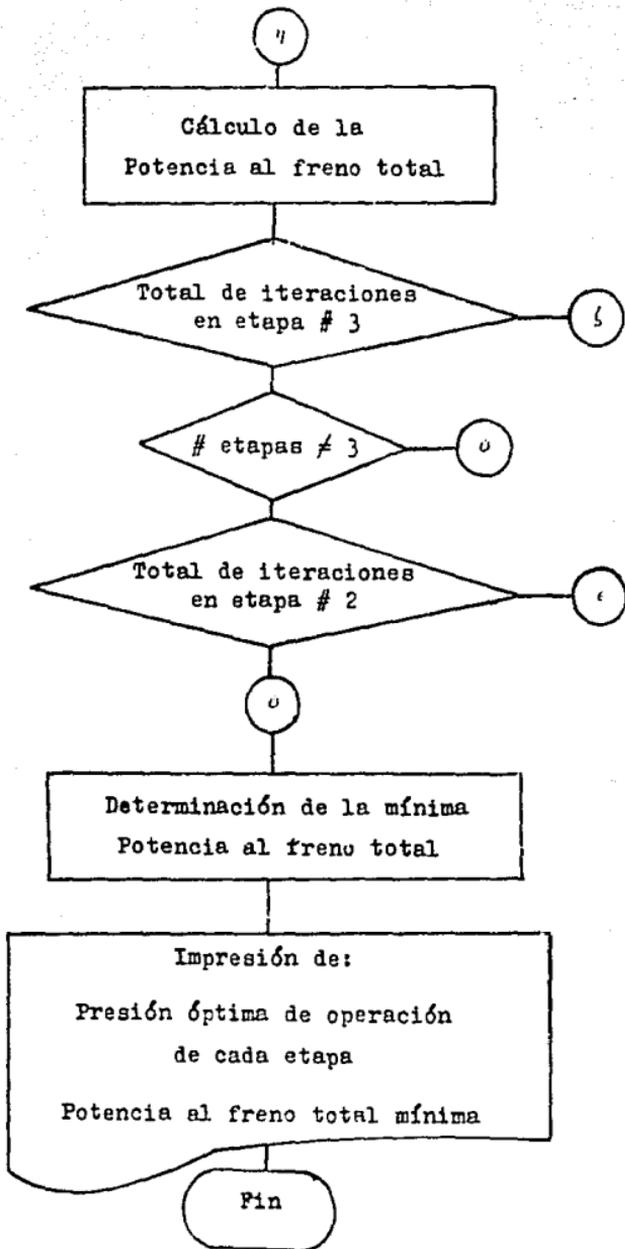
Un diagrama de flujo simplificado del programa de computo, se muestra a continuación. Los datos necesarios para el proceso son los mencionados anteriormente. Los resultados - se obtienen en forma tabular, indicando la presión óptima de separación en cada etapa y la potencia mínima para transportar el gas separado.

Diagrama de flujo.









```

10      PROGRAMA DE COMPUTO PARA OPTIMIZAR LAS PRESIONES
DE OPERACION EN
12      SISTEMAS DE SEPARACION EN VARIAS ETAPAS.
14
16
18
20 DIM RTEG4(100), HP4(100), BHP4(100)
22 DIM PE2(10), RS2(10), RTEG2(10), HP2(10), BHP2(10)
100 CLS
101 PRINT : PRINT
102 PRINT TAB(15); "PROGRAMA DE OPTIMIZACION PARA CONDICIONES DE"
104 PRINT TAB(15); " OPERACION EN VARIAS ETAPAS DE SEPARACION "
105 PRINT : PRINT : PRINT : PRINT
106 PRINT TAB(5); "No.DE ETAPAS DE SEPARACION (3 o 4)      "
107 INPUT "                                               "; NE
108 IF NE <> 3 AND NE <> 4 THEN GOTO 100
110 CLS
111 PRINT : PRINT : PRINT : PRINT
112 PRINT TAB(15); "CAPTURA DE DATOS DEL SISTEMA DE SEPARACION"
113 PRINT TAB(15); "-----"
114 PRINT : PRINT : PRINT : PRINT
115 PRINT TAB(5); "PRESION EN PRIMERA ETAPA DE
SEPARACION(1b/pg^2) ="
116 INPUT "                                               ";
PE(1): PRINT
117 PRINT TAB(5); "TEMPERATURA EN LA PRIMERA ETAPA ( F) ="
118 INPUT "                                               ";
TEM(1): PRINT
119 PRINT TAB(5); "PRESION EN EL TANQUE DE
ALMACENAMIENTO(1b/pg^2) ="
120 INPUT "                                               ";
PE(4): PRINT
121 PRINT TAB(5); "TEMPERATURA EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO (
F) ="
122 INPUT "                                               ";
TEM(4): PRINT
123 PRINT TAB(5); "PRESION DE ENVIO A PLANTA DE
TRATAMIENTO(1b/pg^2) ="
124 INPUT "                                               ";
PDC
126 PRINT : PRINT : PRINT : PRINT : PRINT
134 CLS
136 PRINT TAB(15); "CAPTURA DE DATOS DE LOS FLUIDOS PRODUCIDOS"
137 PRINT TAB(15); "-----"
139 PRINT : PRINT : PRINT : PRINT : PRINT
139 PRINT TAB(15); "GASTO DE ACEITE (b1/dia) ="
140 INPUT "                                               "; RTEG:
PRINT
141 PRINT TAB(15); "DENSIDAD DEL ACEITE (AP1) ="
142 INPUT "                                               "; DENO:
PRINT
143 PRINT TAB(15); "DENSIDAD RELATIVA DEL GAS (aire=1.0) ="
144 INPUT "                                               "; SPGG:
PRINT

```

```

145 PRINT TAB(15); "RELACION GAS ACEITE (PIE^3/b)="
146 INPUT " "; RGA:
PRINT
148 PRINT : PRINT : PRINT : PRINT
154 CLS
156 REM *** PRIMERA ETAPA DE SEPARACION ***
158 ETAPA = 1!
160 IF DENO > 30 THEN GOTO 168
162
SPGGS1=SPGG*(1+5.912E-05*DENO*TEM(1)*LOG((PE(1)+14.7)/114.7)/2.7-
1183)
164 RS1 = .0362 * SPGGS1 * PE(1) ^ 1.094 * EXP(25.724 * (DENO /
(TEM(1) + 460)))
166 GOTO 172
168
SPGGS1=SPGG*(1+5.912E-05*DENO*TEM(1)*LOG((PE(1)+14.7)/114.7)/2.7-
1183)
170 RS1 = .0178 * SPGGS1 * PE(1) ^ 1.187 * EXP(23.931 * (DENO /
(TEM(1) + 460)))
172 RTEG1 = (RGA - RS1) * RTEO / 1000000!
174 IF PE(1) >= PDC THEN GOTO 194
176 NC1 = 1
178 RC1 = (PDC / PE(1)) ^ (1 / NC1)
180 IF RC1 > 4 THEN NC1=NC1+1 GOTO 178
182 GOSUB 500
184
HP1=NC1*(K/K-1))*0.8557*(TEM(1)+460)*((PDC/PE(1))^(2*(K-1)/(K*NC-
11)))-1)*RTEG1
186 EFF1 = .969822 - .480065 / RC1
188 BHP1 = HP1 / EFF1
194 IF NE = 3 THEN GOTO 250
200 REM *** SEGUNDA ETAPA DE SEPARACION ***
204 ND2 = 12: N12 = 10
206 J = 1!: TEM(2) = (TEM(1) + TEM(4)) / 1.7
208 DCR2 = (PE(1) - PE(4)) / ND2
214 ETAPA = 2
216 FE2(1) = PE(1) - DCR2 * 1
218 IF DENO > 30 THEN GOTO 226
220
SPGGS2=SPGG*(1+5.912E-05*DENO*TEM(2)*LOG((PE2(1)+14.7)/114.7)/2.-
17183)
222 RS2(1) = .036 * SPGGS2 * (PE2(1) ^ 1.094 * EXP(25.724 * (DENO
/ (TEM(2) + 460))))
224 GOTO 230
226
SPGGS2=SPGG*(1+5.912E-05*DENO*TEM(2)*LOG((PE2(1)+14.7)/114.7)/2.-
17183)
228 RS2(1) = .018 * SPGGS2 * (PE2(1)) ^ 1.187 * EXP(23.93 * (DENO
/ (TEM(2) + 460)))
230 RTEG2(1) = (RS1 - RS2(1)) * RTEO / 1000000!
232 IF PE2(1) >= PDC THEN GOTO 250
234 NC2 = 1
236 RC2 = (PDC / PE2(1)) ^ (1 / NC2)
238 IF RC2 > 4 THEN NC2 = NC2 + 1: GOTO 236

```

```

240 GOSUB 500
242 VAP2=NC2*(K/(K-1))*0.08557*(TEM(2)+460)*RTEG2(1)
245 EFF2 = .969882 - .480065 / RC2
246 BHP2(1) = HP2(1) / EFF2
248 IF J =NE THEN GOTO 500 ELSE 1000
250 REM *** TERCERA O SEGUNDA ETAPA DE SEPARACION***
252 DIM PE3(1, 100), RS3(1, 100), RTEG3(1, 100)
254 DIM HP3(1, 100), BHP3(1, 100), BHPT(1, 100)
256 J = 1: N13 = 101: ND3 = 110: ETAPA = 3: TEM(3) = (TEM(1) +
TEM(4)) / 2
258 DCR3 = (PE(1) - PE(4)) / ND3
260 PE2(1) = PE(1): RS2(1) = RS1
262 GOTO 274
264 DIM PE3(10, 10), RS3(10, 10), RTEG3(10, 10)
266 DIM HP3(10, 10), BHP3(10, 10), BHPT(10, 10)
268 J = 1: N13 = 11: ND3 = 12: TEM(3) = (TEM(1) + TEM(4)) / 2
270 DCR3 = (PE2(1) - PE(4)) / ND3
274 ETAPA = 3
276 PE3(1, J) = PE2(1) - DCR3 * J
278 IF DENO > 30 THEN GOTO 286
280
SPGG53=SPGG*(1+5.912E-05*DENO*TEM(3)*LOG((PE3(1,J)+14.7)/114.7)/-
i2.7183)
282
RS3(1,J)=.036*SPGG53*(PE3(1,J))^1.094*EXP(25.72*(DENO/(TEM(3)+46-
10)))
284 GOTO 292
286
SPGG53=SPGG*(1+5.912E-05*DENO*TEM(3)*LOG((PE3(1,J)+14.7)/114.7)/-
i2.7183)
288
RS3(1,J)=.0178*SPGG53*(PE3(1,J))^1.187*EXP(23.93*(DENO/(TEM(3)+4-
160)))
292 RTEG3(1, J) = (RS2(1) - RS3(1, J)) * RTE0 / 10000001
294 IF PE3(1, J) >= PDC THEN GOTO 350
296 NC3 = 1
298 RC3 = (PDC / PE3(1, J)) ^ (1 / NC3)
300 IF RC3 > 4 THEN NC3 = NC3 + 1: GOTO 298
302 GOSUB 500
303 VAP = NC3 * (K / (K - 1)) * .08557 * (TEM(3) + 460) *
RTEG3(1, J)
304 VEP = ZED * (K - 1) / (K * NC3)
305 HP3(1, J) = VAP * ((PDC / PE3(1, J)) ^ VEP - 1)
306 EFF3 = .969882 - .480065 / RC3
308 BHP3(1, J) = HP3(1, J) / EFF3
310 REM *** CUARTA ETAPA DE SEPARACION ***
355 ETAPA = 4
358 RTEG4(J) = RS3(1, J) * RTE0 / 10000001
362 NC4 = 1
364 RC4 = (PDC / PE(4)) ^ (1 / NC4)
366 IF RC4 > 4 THEN NC4 = NC4 + 1: GOTO 364
368 GOSUB 500
370 VAP = NC4 * (K / (K - 1)) * .08557 * (TEM(4) + 460) *
RTEG4(J)

```

```

371 HP4(J) = VAP * ((PDC / PE(4)) ^ (ZED * (K - 1) / (K * NC4))) -
1)
372 EFF4=.969882-.480065/RC4
376 BHPT(1, J) = BHP1 + BHP2(1) + BHP3(1, J) + BHP4(J)
380 J = J + 1
382 IF J = N13 THEN GOTO 386
384 GOTO 274
386 IF NE = 3 THEN GOTO 1000
388 I = I + 1
390 IF I = N12 THEN GOTO 1000
392 GOTO 214
500 REM ***** SUBROUTINA Z,SPG,K *****
502 IF ETAPA = 3 THEN TEM = TEM(3)
504 IF ETAPA = 3 THEN PRS = PE3(1, J): GOTO 520
506 IF ETAPA = 2 THEN TEM = TEM(2)
508 IF ETAPA = 2 THEN PRS = PE2(1): GOTO 520
510 IF ETAPA = 4 THEN TEM = TEM(4)
512 IF ETAPA = 4 THEN PRS = PE(4): GOTO 520
514 IF ETAPA = 1 THEN TEM = TEM(1)
516 IF ETAPA = 1 THEN PRS = PE(1)
520 TPC = 167 + 316.67 * SPGG: PPC = 702.5 - 50 * SPGG
522 TPR = (TEM + 460) / TPC: PPR = PRS / PPC
524 ZEDS = PPR * (.0657 * TPR - .1751) + .9968
526 GOTO 530
528 ZEDS = (ZED + ZEDS) / 2
530 SPG = .27 * PPR / (ZEDS * TPR)
532 ZED = (.3265 - 1.07 / TPR - .5339 / TPR ^ 3 + .01569 / TPR ^
4 - .05165 / TPR ^ 5) * SPG
534 ZED = ZED + (.5475 - .7361 / TPR + .1844 / TPR ^ 2) * SPG ^
2
536 ZED = ZED - .1056 * (-.7361 / TPR + .1844 / TPR ^ 2) * SPG ^
5
537 ZED = ZED + .6134 * (1 + .721 * SPG ^ 2) * SPG ^ 2 / TPR ^ 3
* EXP(-.721 * SPG ^ 2)
538 ZED = ZED + 1
540 IND = (ZED - ZEDS) / ZEDS: IF ABS(IND) <=.0001 THEN
GOTO 544
542 GOTO 528
544 DENS = (2.7044 * PRS * SPGG) / (ZED * (TEM + 460))
546 VX = DENS - 1.9848
548 VZ = (TEM - 150) / 100
550 B0 = 1.088212 - .013385 * VZ - .000393 * VZ ^ 2 - .00087 *
VZ ^ 3 + .0002331 * VZ ^ 4
552 B1 = -.04691 + .006105 * VZ - .001289 * VZ ^ 2 + .001322 *
VZ ^ 3 + .000624 * VZ ^ 4
554 B2 = .022025 - .003573 * VZ - .000268 * VZ ^ 2 + .001746
556 B3 = -.010867 + .001563 * VZ + .002355 * VZ ^ 2 - .000164 *
VZ ^ 3 - .001856 * VZ ^ 4
558 B4 = .006345 + .002895 * VZ - .002685 * VZ ^ 2 - .005051 *
VZ ^ 3 + .001075 * VZ ^ 4
560 B5 = -.002143 - .001794 * VZ - .001675 * VZ ^ 2 + .001148 *
VZ ^ 3 + .001125 * VZ ^ 4
562 B6 = -.000451 - .003087 * VZ + .002369 * VZ ^ 2 + .005014 *
VZ ^ 3

```

```

564 B7 = -.000399 + .001578 * VZ + .000738 * VZ ^ 2 - .001246 *
VZ ^ 3
566 B8 = .000897 + .001169 * VZ - .001021 * VZ ^ 2 - .001925 *
VZ ^ 3 - .000632 * VZ ^ 4
568 B9 = -.000236 - .000494 * VZ - .000035 * VZ ^ 2 - .000217 *
VZ ^ 3
570 B10 = -.000041 - .000081 * VZ + .000276 * VZ ^ 2 - .000323 *
VZ ^ 3
572 K = B0 + B1 * VX + B2 * VX ^ 2 + B3 * VX ^ 3 + B4 * VX ^ 4 +
B5 * VX ^ 5 + B6 * VX ^ 6 + B7 * VX ^ 7
574 K = K + B8 * VX ^ 8 + B9 * VX ^ 9 + B10 * VX ^ 10
580 RETURN
1000 REM *** DETERMINACION DE LA POTENCIA AL FRENO MINIMA ***
1005 I = NE - 3
1006 KXB = 0
1008 FOR J = 1 TO NI3 - 2
1010 IF BHPT(1, J) <= BHPT(1, J + 1) THEN GOTO 1020
1012 BHPTB = BHPT(1, J): PE3B = PE3(1, J): PE2B = PE2(1)
1014 BHPT(1, J) = BHPT(1, J + 1): PE3(1, J) = PE3(1, J + 1):
PE2(1) = PE2(1 + 1)
1016 BHPT(1, J + 1) = BHPTB: PE3(1, J + 1) = PE3B: PE2(1 + 1)
= PE2B
1018 KXB = 1
1020 NEXT J
1022 IF NOT (KXB = 0) THEN GOTO 1006
1030 IF NE = 3 THEN GOTO 1200
1032 IF I = NI2 - 1 THEN GOTO 103B
1034 I = I + 1
1036 GOTO 1006
1038 KXB = 0
1040 FOR I = 1 TO NI2 - 2
1041 IF BHPT(1, I) <= BHPT(1 + 1, I) THEN GOTO 1046
1042 BHPTB = BHPT(1, I): PE2B = PE2(1): PE3B =
PE3(1, I)
1043 BHPT(1, I) = BHPT(1 + 1, I): PE2(1) = PE2(1 + 1):
PE3(1, I) = PE3(1 + 1, I)
1044 BHPT(1 + 1, I) = BHPTB: PE2(1 + 1) = PE2B: PE3(1 +
1, I) = PE3B
1045 KXB = 1
1046 NEXT I
1047 IF NOT (KXB = 0) THEN GOTO 103B
1058 CLS
1059 PRINT : PRINT : PRINT : PRINT : PRINT
1060 PRINT TAB(15); "***** RESULTADOS OBTENIDOS
*****"
1062 PRINT : PRINT : PRINT : PRINT
1065 PRINT TAB(15); "PRESION DE OPERACION ETAPA No. 1 "; PE(1);
"(1b/pg^2)"
1067 PRINT : PRINT
1070 PRINT TAB(15); "PRESION OPTIMA EN ETAPAno. "; NE - 2; PE2(1);
"(1b/pg^2)"
1072 PRINT : PRINT
1080 PRINT TAB(15); "PRESION OPTIMA EN ETAPA No. "; NE - 1; PE3(1,
1); "(1b/pg^2)"

```

```

1082 PRINT : PRINT
1090 PRINT TAB(15); "PRESION EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO ";
PE(4); "(lb/pg^2)"
1092 PRINT : PRINT : PRINT
1095 PRINT TAB(15); "POTENCIA MINIMA AL FRENO = "; BHPT(1, 1);
"(HP)"
1097 PRINT : PRINT
1100 END
1200 CLS
1202 PRINT : PRINT : PRINT : PRINT : PRINT : PRINT
1204 PRINT TAB(15); "***** RESULTADOS OBTENIDOS
*****"
1206 PRINT : PRINT : PRINT : PRINT
1208 PRINT TAB(15); "PRESION DE OPERACION ETAPA No. 1 "; PE(1);
"(lb/pg^2)"
1210 PRINT : PRINT
1212 PRINT TAB(15); "PRESION OPTIMA EN ETAPA No."; NE - 1; PE3(0,
1); "(lb/pg^2)"
1214 PRINT : PRINT
1216 PRINT TAB(15); "PRESION EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO ";
PE(4); "(lb/pg^2)"
1218 PRINT : PRINT : PRINT
1220 PRINT TAB(15); "POTENCIA MINIMA AL FRENO = "; BHPT(0, 1);
"(HP)"
1222 PRINT : PRINT
1230 END

```

PROGRAMA DE OPTIMIZACION PARA CONDICIONES DE
OPERACION EN VARIAS ETAPAS DE SEPARACION

No. DE ETAPAS DE SEPARACION (3 o 4)

? 3

CAPTURA DE DATOS DEL SISTEMA DE SEPARACION

PRESION EN PRIMERA ETAPA DE SEPARACION (lb/pg²) =
? 1073

TEMPERATURA EN LA PRIMERA ETAPA (F) =
? 183

PRESION EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO (lb/pg²) =
? 141.7

TEMPERATURA EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO (F) =
? 110

PRESION DE ENVIO A PLANTA DE TRATAMIENTO (lb/pg²) =
? 1073

CAPTURA DE DATOS DE LOS FLUIDOS PRODUCIDOS

GASTO DE ACEITE (bl/dia) =
? 1000

DENSIDAD DEL ACEITE (API) =
? 41

DENSIDAD RELATIVA DEL GAS (aire=1.0) =
? 0.7

RELACION GAS ACEITE PRODUCIDO (pie³/bl) =
? 2410

***** RESULTADOS OBTENIDOS *****

FRESION DE OPERACION ETAPA No. 1 1073 (lb/pg²)

FRESION OPTIMA EN ETAPA No. 2 284.0854 (lb/pg²)

FRESION EN TANDUE DE ALMACENAMIENTO 14.7 (lb/pg²)

POTENCIA MINIMA AL FRENO = 41.03229 (HP)

OK

PROGRAMA DE OPTIMIZACION PARA CONDICIONES DE
OPERACION EN VARIAS ETAPAS DE SEPARACION

No. DE ETAPAS DE SEPARACION (3 o 4)

? 4

CAPTURA DE DATOS DEL SISTEMA DE SEPARACION

PRESION EN PRIMERA ETAPA DE SEPARACION (lb/pg²) =
? 1073

TEMPERATURA EN LA PRIMERA ETAPA (F) =
? 183

PRESION EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO (lb/pg²) =
? 14.7

TEMPERATURA EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO (F) =
? 110

PRESION DE ENVIO A PLANTA DE TRATAMIENTO (lb/pg²) =
? 1073

CAPTURA DE DATOS DE LOS FLUIDOS PRODUCIDOS

GASTO DE ACEITE (bl/dia) =
? 1000

DENSIDAD DEL ACEITE (API) =
? 41

DENSIDAD RELATIVA DEL GAS (aire=1.0) =
? .7

RELACION GAS ACEITE PRODUCIDO (pie³/bl) =
? 2410

***** RESULTADOS OBTENIDOS *****

PRESION DE OPERACION ETAPA No. 1 1073 (lb/pg²)

PRESION OPTIMA EN ETAPA No. 2 455.6583 (lb/pg²)

PRESION OPTIMA EN ETAPA No. 3 161.6861 (lb/pg²)

PRESION EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO 14.7 (lb/pg²)

POTENCIA MINIMA AL FRENO = 31.91865 (HP)

Ok
system

CAPITULO IV

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES.

- 1.- En este trabajo son presentados conceptos y principios, que auxilian al ingeniero de producción para la selección y diseño de sistemas de separación gas-aceite y — compresión de gas, más convenientes, de acuerdo a las — características de los fluidos producidos y el tipo de instalación requerida.
- 2.- En un sistema de separación en varias etapas, es conveniente incluir el mayor número de etapas de separación posibles (resultando ser un sistema de separación rentable), para lograr estabilización máxima de los hidrocarburos líquidos y gaseosos, mayor recuperación de aceite de la mezcla producida, y reducir la potencia de compresión del gas separado.

- 3.- El programa de computo propuesto, es de amplia y fácil aplicación, preciso y permite determinar rápidamente la potencia al freno total requerida para comprimir el gas separado, así como las presiones de operación, en un sistema de separación dado.
- 4.- El método de optimización de presiones de operación de los separadores presentado, también se puede aplicar para definir el número de etapas de separación más apropiado.
- 5.- El trabajo por unidad de masa requerido para cualquier tipo de compresor es el mismo. Contrariamente, la potencia al freno requerida por un determinado tipo de compresor, para un mismo volumen de gas a comprimir en condiciones definidas, no es la misma.
- 6.- El mínimo consumo de energía en un proceso de compresión por pasos, tiene lugar durante la igualdad de la relación de compresión en todos los pasos.
- 7.- El proceso de compresión más ventajoso, que condiciona el mínimo consumo de energía para el accionamiento de un compresor de varios pasos, es la aproximación a un proceso isotérmico.
- 8.- Con base al incremento en la producción de aceite y el costo y mantenimiento del equipo, tres o cuatro etapas se consideran óptimas.

RECOMENDACIONES .

- 1.- De existir datos de producción reales, deberán ser comparados con los valores determinados por las correlaciones propuestas. En el caso de no tener una buena aproximación, se deben utilizar correlaciones más apropiadas para ese caso particular.
- 2.- Para el desarrollo del programa de computo, es asumido el tanque de almacenamiento como una etapa de separación.
- 3.- El gas separado en el tanque de almacenamiento, dependiendo de su volumen, podría ser utilizado para instrumentación o consumo en el propio sistema de separación, reduciendo o eliminando así la necesidad de la instalación de un compresor en dicha etapa.
- 4.- En el capítulo uno fueron desarrolladas ecuaciones para un desarrollo fácil de un programa de computo para el dimensionamiento de separadores bifásicos.
- 5.- El gas separado de cada una de las etapas de separación en un sistema determinado, podría ser manejado por un compresor con flujo de corrientes laterales o con algún tren de compresión específico. Pero deberá tomarse en cuenta la capacidad de equipo instalada y si ésta resulta rentable.

- 6.- El cálculo de la eficiencia adiabática de compresión, - debe ser verificada con el cálculo de la eficiencia --- adiabática de compresión determinada por el fabricante del compresor para una mayor seguridad.
- 7.- Cuando la temperatura de descarga en un compresor en va rios pasos sea mayor a 400 °F, deberá instalarse un --- equipo de enfriamiento y trampa de líquidos, entre los pasos de compresión.
- 8.- El instalar equipo de enfriamiento y trampa de líquidos complica la estructura de la instalación de compresión y aumenta su costo y mantenimiento.

NOMENCLATURA.

Simbolc	Nombre	Unidades
A	constante en el factor de desviación del gas	
A	área	pg^2
a	variable en el ajuste del índice adiabático	
BHP	potencia al freno	Hp
BHPT	potencia al freno total	Hp
Bo	factor de volumen del aceite	
Bw	factor de volumen del agua	
C	constante en correlaciones de fluidos	
C	calor específico	$lb_f \text{ pie}/lb_m \text{ K}$
CX	constante de la sección secundaria	
Cp	calor específico a presión constante	$lb_f \text{ pie}/lb_m \text{ K}$
Cv	calor específico a volumen constante	$lb_f \text{ pie}/lb_m \text{ K}$
d	diámetro interno	pg
dm	diámetro interno mínimo para manejar gas	pg
E	energía almacenada o contenida	$lb_f \text{ pie}/lb_m \text{ K}$
e	energía contenida por unidad de masa	$lb_f \text{ pie}/lb_m \text{ K}$
F	fuerza	lb_f
g	constante gravitacional	pie/seg^2
HP	potencia teórica	Hp
h	altura	pie
h	entalpía por unidad de masa	$lb_f \text{ pie}/lb_m$
hl	altura del líquido	pg
k	índice adiabático	
l	longitud	pie
Leff	longitud del separador (tapa a tapa)	pie
Lss	longitud del separador (efectiva)	pie

Simbolo	Nombre	Unidades
m	masa	lb _m
n	exponente politrópico	
nc	número de pasos de compresión	
ne	número de etapas de separación - 1.0	
P	presión	lb/pg ²
Ps	presión de separación	lb/pg ²
T _c	pseudo temperatura crítica	°F
T _r	pseudo temperatura reducida	
P _c	pseudo presión crítica	lb/pg ²
P _r	pseudo presión reducida	
Q	calor	lb _f pie
q _l	gasto de líquido	bl/día
q _o	gasto de aceite	bl/día
q _g	gasto de gas	pie ³ /día
R	relación gas aceite instantanea	pie ³ /bl
R	constante universal de los gases	lb _f pie/mole lb _m R
\bar{R}	constante particular de los gases	lb _f pie/lb _m R
Re	relación de solubilidad	pie ³ /bl
rc	relación de compresión	
re	relación de esbeltez	
rp	relación de presión entre etapas de separación	
S	entropía	lb _f pie
T	temperatura	°F
Ts	temperatura de separación	°F
t	tiempo	seg.
tr	tiempo de retención	min.
u	energía interna por unidad de masa	lb _f pie/lb _m
\bar{V}	velocidad	pie/seg

Simbolo	Nombre	Unidades
v	volumen específico	pie ³ /lb _m
vx	variable en el ajuste del indice adiabático	
vz	variable en el ajuste del indice adiabático	
W	trabajo	lb _f pie
w	trabajo por unidad de masa	lb _f pie/lb _m
w _f	trabajo de flujo por unidad de masa	lb _f pie/lb _m
Z	factor de desviación del gas	
Zc	factor de desviación del gas calculado	
γ _g	densidad relativa del gas	
γ _{gd}	densidad relativa del gas disuelto	
γ _{gf}	densidad relativa del gas libre	
γ _{gp}	densidad relativa del gas producido a Ps y Ts	
γ _{gs}	densidad relativa del gas a una Ps = 100 lb/pg ² man.	
γ _o	densidad relativa del aceite	
Δe	diferencia de energía por unidad de masa	
ΔT	diferencia de temperatura	
Δu	diferencia de energía interna por unidad de masa	
η	eficiencia de compresión	
ρ _g	densidad del gas	lb _m /pie ³
ρ _o	densidad del aceite	lb _m /pie ³
ρ _w	densidad del agua	lb _m /pie ³

SUBINDICES.

Simbolo	Nombre
d	descarga
f	flujo
fd	flujo en la descarga
fs	flujo en la succión
s	succión
sa	sistema abierto
sc	sistema cerrado
ta	tanque de almacenamiento
1	primera etapa
2	segunda etapa
3	tercera etapa

REFERENCIAS.

1. GONZALEZ H., SERVANDO y DE LA GARZA C., NAHUM.
APUNTES DE FISICO-QUIMICA Y TERMODINAMICA DE LOS HCS.
FACULTAD DE INGENIERIA, U.N.A.M.
2. RODRIGUEZ NIETO, RAFAEL.
APUNTES DE PRINCIPIOS DE MECANICA DE YACIMIENTOS.
FACULTAD DE INGENIERIA, U.N.A.M.
3. VAZQUEZ, MILTON.
CORRELATIONS FOR FLUID PHYSICAL PROPERTY PREDICTION.
JOURNAL OF PETROLEUM TECHNOLOGY, JUN. 1980
4. GARAIGOCHEA P., FRANCISCO.
APUNTES DE TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS.
FACULTAD DE INGENIERIA, U.N.A.M.
5. Mc. CAIR, Jr. WILLIAM D.
THE PROPERTIES OF PETROLEUM FLUIDS.
THE PETROLEUM PUBLISHING COMPANY, 1973
6. STANDING, MARSHALL B. y KATZ, DONALD L.
DENSITY OF NATURAL GASES.
TRANS. AIME. 1942
7. ARNOLD, KEN y STEWART, MAURICE.
SURFACE PRODUCTION OPERATIONS.
GULF PUBLISHING COMPANY, 1986

8. MANRIQUE, JOSE A. y CARDENAS, RAFAEL S.
TERMODINAMICA.
HARLA HARPER AND ROW LATINOAMERICANA, 1981
9. LARIOS C., J. E., RUIZ DE ESPARZA, J. y SANCHEZ, PEDRO.
APUNTES DE TERMODINAMICA.
FACULTAD DE INGENIERIA, U.N.A.M.
10. DRANCHUK, P. M. y ABOU-KASSEM, J. H.
CALCULATION OF Z FACTORS FOR NATURAL GASES USING
EQUATIONS OF STATE.
THE JOURNAL OF CANADIAN PETROLEUM, JUL.-SEP., 1975
11. IKOKU, CHI U.
NATURAL GAS ENGINEERING.
PENNWELL PUBLISHING COMPANY, 1984
12. PRICK, C. THOMAS y TAYLOR, R. WILLIAM.
PETROLEUM PRODUCTION HANDBOOK. VOL. I
SOCIETY OF PETROLEUM ENGINEERS OF AIME.
13. NOLASCO M., JESUS E.
ESTUDIO DE SEPARACION DE GAS.
PROYECTO D-3450, I.M.P., 1977
14. GRAVIS, CHARLES K.
THE OIL AND GAS SEPARATOR.
WORDL OIL, ENE. 1960
15. CAMPBELL, JOHN M.
GAS CONDITIONING AND PROCESSING. VOL. I
CAMPBELL PETROLEUM SERIES, 1981

16. CARDENAS MANRIQUEZ, LUIS R.
DISEÑO COMPUTARIZADO DE SISTEMAS DE PRODUCCION DE
ACEITE, GAS Y AGUA.
TESIS PROFESIONAL, FACULTAD DE INGENIERIA, 1986
17. WARK, KENNETH.
TERMODINAMICA.
Mc. GRAW HILL, 1984
18. VASQUEZ CRUZ, MARIO A.
ANALISIS AUTOMATIZADO PARA AJUSTE DE FAMILIAS DE
CURVAS.
TESIS PROFESIONAL, FACULTAD DE INGENIERIA, 1989
19. F. RASE, HOWARD y H. BARROW, M.
INGENIERIA DE PROYECTO PARA PLANTAS DE PROCESO.
COMPAÑIA EDITORIAL CONTINENTAL, 1973
20. KENEDY, JOHN L.
HERE'S WHAT AFFECTS HP NEEDS.
THE OIL AND GAS JOURNAL, Nov. 13, 1967
21. UNITED TECHNOLOGIES ELLIOTT.
ELLIOTT MULTISTAGE CENTRIFUGAL COMPRESSORS.
ELLIOTT TURBOMACHINERY CO., INC. 1985
22. GOMEZ CABRERA, J. ANGEL, BECERRIL CARDENAS, FRANCISCO y
FLORES SANCHEZ, LEOBARDO.
APUNTES DE MANEJO DE LA PRODUCCION EN LA SUPERFICIE.
FACULTAD DE INGENIERIA, U.N.A.M.

23. A. POZI.
CENTRIFUGAL GAS COMPRESSOR DESIGN PHILOSOPHY.
SOLAR TURBINES INCORPORATED, 1988
24. RAUDA R., JOSE.
COMPRESORES CENTRIFUGOS
NOTAS PERSONALES, 1987
25. INGERSOLL RAND.
DYNAMIC COMPRESSORS.
HANDBOOK, 1973
26. MANSFIELD, DONALD.
CENTRIFUGAL COMPRESSORS, APPLICATION AND SELECTION
PARAMETERS.
ELLIOTT COMPANY, MAR., 1982
27. E. SHEMELD, DAVID.
TURBOCOMPRESORES.
DRESSER INDUSTRIES, INC.
28. G. HICKS, TYLER.
BOMBAS SU SELECCION Y APLICACION.
EDITORIAL CONTINENTAL, 1982
29. MENDEZ L., TIBURCIO.
CLASIFICACION DE YACIMIENTOS PETROLEROS.
NOTAS PERSONALES.
30. NOLASCO MARTINEZ, JESUS E. y MARTINEZ SALINAS, JOSE L.
OPTIMIZACION DE LAS CONDICIONES DE OPERACION EN
SISTEMAS DE SEPARACION GAS ACEITE.
INGENIERIA PETROLERA, JUN., 1980