

UNIVERSIDAD DEL ZULIA
FACULTAD DE INGENIERIA
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEO
BIBLIOTECA



"DISEÑO DE UNA ESTACION DE FLUJO"

FACULTAD DE INGENIERIA
MINAS Y PETROLEO

BIBLIOTECA



Trabajo Especial de Grado

FACULTAD DE ING.
EN CIENCIAS DE LA TIERRA

UNIVERSIDAD DEL Z
FACULTAD DE INGENI
BIBLIOTECA ESCUELA DE PETRO



Realizado por:

ILDEMARO ANTONIO BOSCAN C.
BIBLIOTECA FIG
ESPOL

No. DE REGISTRO 4:27
SIGNATURA BE. 741

PRESENTACION



Para el personal que trabaje en la industria petrolera en lo referente a las Estaciones de Flujo, es sumamente importante conocer los equipos que se utilizan en los diferentes sistemas que componen la Estación de Flujo.

Sin embargo, el problema que se confronta es que la información sobre los equipos se encuentra generalmente esparcidas en un gran número de catálogos y literatura, especialmente preparada por los fabricantes. Como es natural en ellos, se trata de resaltar las virtudes, o sea lo positivo, de los equipos presentados. Existiendo una gran cantidad de fabricantes, muchas veces el operador confronta serias dificultades para tomar decisiones sobre adquisición de los equipos a utilizar.

El presente trabajo, tiene como objeto proporcionar una información y una descripción general sobre cada una de las partes de una Estación de Flujo, mediante la consideración de los diferentes aspectos directamente relacionados con su diseño y tener un criterio de selección cuando se recurra a la literatura de los fabricantes.

En la preparación de este trabajo se utilizaron las normas de estandarización de equipos y accesorios publicados por el API, ASTM, etc.

Este trabajo se desarrollará en cuatro partes fundamentales, a saber: Generalidades sobre una Estación de Flujo; Teoría para el diseño de una Estación de Flujo; Ejemplo Ilustrativo sobre el diseño de una Estación de Flujo; y Costo del equipo seleccionado en una Estación de Flujo.



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

INDICE



Página

FACULTAD GEOLOGIA
MINAS Y PETROLEO

PRELIMINARES

Página Título	I
Página de Aprobación	II
Presentación	III
Reconocimiento	V
Dedicatoria	VI
Indice	VII
Lista de Gráficos	XI

BIBLIOTECA FICTICIA
ESPOL

TEXTO

1. Introducción	1
-----------------	---

PARTE PRIMERA

GENERALIDADES SOBRE UNA ESTACION DE FLUJO

2. Definición de una Estación de Flujo	3
3. Finalidad y Funciones	3
4. Partes de una Estación de Flujo	4
5. Sistema de Distribución	4
5.1 Múltiples	4
5.2 Usos Principales de las Válvulas	6
5.3 Principales Tipos de Válvulas	9
5.4 Colocación y Número de Válvulas en una Estación de Flujo.	11
6. Sistema de Separadores	12

6.1. Funciones Principales de un Separador de Petróleo y Gas.	13
6.2. Funciones Auxiliares de los Separadores de Petróleo y Gas.	14
6.3. Razones para Separar el Gas del Flujo Multifásico.	15
6.4. Razones para el Uso de Separadores en una Estación de Flujo.	16
6.5. Requisitos de los Separadores	16
6.6. Secciones de Separación de los Separadores.	17
6.7. Factores que influyen en la Separación de Fluidos.	18
6.8. Capacidad de los Separadores de Petróleo y Gas.	19
6.9. Métodos Usados para Separar Gas del Petróleo.	21
6.10. Separación por Etapas del Petróleo y el Gas.	22
6.11. Tipos de Separadores	25
6.12. Sistema de Control de los Separadores.	30
7. Sistema de Medición del Petróleo, Gas y Agua.	32
7.1. Medidores de Petróleo líquido	33
7.2. Medidores de Gas	40



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

8.	Sistema de Tanques	49
8.1.	Capacidad de Almacenamiento aprovechable.	50
8.2.	Separación de Petróleo y Gas en los Tanques.	50
8.3.	Sistema de Control	50
9.	Sistema de Bombeo	54
9.1.	Bombas	54
9.2.	Factores que influyen en la Eficiencia Volumétrica de las Bombas.	59
9.3.	Motores	62
10.	Líneas de Gas	63
11.	Equipo Auxiliar de una Estación de Flujo	65



BIBLIOTECA FICT

ESPOL

PARTE SEGUNDA

TEORIA SOBRE EL DISEÑO DE LAS ESTACIONES DE FLUJO

12.	Criterio para el Diseño de una Estación de Flujo.	70
13.	Datos Requeridos para el Diseño de una Estación de Flujo.	71
14.	Criterio para Ubicar la Estación de Flujo.	71
15.	Diseño del Sistema de Distribución	72
16.	Diseño de los Separadores	73
17.	Diseño de los Tanques	82
17.1.	Pasos a seguir en el Diseño de Tanques.	85
18.	Diseño del Sistema de Bombeo	98

19.	Diseño de las Líneas de Gas	100
19.1.	Ubicación del Venteo	100

PARTE TERCERA

EJEMPLO ILUSTRATIVO SOBRE EL DISEÑO DE UNA ESTACION DE FLUJO.

20.	Características Generales del Campo	103
21.	Datos de los Pozos que llegan a la Estación de Flujo.	103
22.	Selección de los Separadores.	107
22.1.	Selección del Separador de Prueba	112
22.2.	Número de Separadores que han de Usarse en el Ejemplo.	114
23.	Diseño del Sistema de Tanques	114
24.	Diseño del Sistema de Bombeo	124
25.	Bombas y Motores Seleccionados en el Diseño.	136



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

PARTE CUARTA

COSTO SOBRE EL EQUIPO SELECCIONADO EN UNA ESTACION DE FLUJO.

26.	Descripción del equipo a instalar en la Estación de Flujo.	139
27.	Costo del Equipo de una Estación de Flujo	141
28.	Conclusiones	143
29.	Recomendaciones	145

Referencias.	XIII
--------------	------

LISTA DE GRAFICOS

FIGURA		Página
1	El Proceso de Producción	5
2	Tipos de Múltiples	7
3	Tipos de Válvulas	10
4	Esquema de Separación de Gas y leo en Dos Etapas.	23
5	Esquema de Separación de Gas y leo en Tres Etapas.	23
6	Separador Vertical del Petróleo y Gas	26
7	Separador Horizontal Petróleo y Gas.	28
8	Separador Horizontal Bicilíndrico de Petróleo y Gas.	29
9	Tanque de Descarga	35
10	Medidor de Velocidad	37
11	Medidor de Desplazamiento Positivo	37
12	Medidor de Turbina	37
13	Diagrama Esquemático del Computador Medidor.	39
14	Separador Medidor Tipo WKMCX	41
15	Medidor de Orificio	42
16	Diagrama de la Caída de Presión al Pasar un Disco de Orificio.	44
17	Principio de Operación de un Medidor de Orificio.	46

FIGURA

Página

18	Vista Semiseccionada de la parte De lantera de un Medidor de Orificio.	47
19	Vista en Corte de la parte posterior de un Medidor de Orificio.	48
20	Válvula de Diafragma	53
21	Eficiencia Volumétrica Vs. Viscosidad	60
22	Eficiencia Volumétrica Vs. Pies de Fluido.	61
23	Redes de Distribución de Gas	64
24	Capacidad de los Tanques	89
25	Líneas de Gas	101
26	Ubicación del Venteo	102
27	Ubicación de la Estación	108
28	Dibujo Esquemático del Sistema de Tanques.	116
29	Tanque y Tubería de Succión	118
30	Conexiones de la Bomba	118
31	Tubería de Succión	119
32	Deslizamiento Vs. Viscosidad	128
33	HP Fricción Vs. Viscosidad	130
34	Diagrama de Flujo.	138



BIBLIOTECA FIC
ESPO

1. INTRODUCCION

Desde el inicio mismo de las actividades de la industria petrolera en Venezuela, en la tercera década de este siglo, la gran mayoría de los yacimientos de petróleo descubiertos en Venezuela son del tipo de gas asociado o gas en solución y acompañados de un porcentaje de agua en forma de vapor o líquida, haciéndose por lo tanto necesario la producción conjunta del petróleo, agua y gas almacenado en los mismos.



Como consecuencia de esta situación, el gas es expulsado a la atmósfera cuando no existen facilidades para su utilización como aun sucede con el porcentaje del total del gas asociado producido.

El agua producida es separada del petróleo y se desecha en la misma área de producción, permitiéndole así al petróleo quedar libre y poder reunir las condiciones y las normas exigidas por el mercadeo mundial de transporte más económico.

Con el transcurso del tiempo, se han obtenido grandes adelantos científicos y técnicos, cuya aplicación en la industria petrolera han resultado ser de valiosa utilidad para lograr una compleja tecnificación y automatización de los procesos de producción tendientes a lograr una producción segura, eficiente y económica, para estar al tanto de los progresos actuales.

En la elaboración de estos diseños intervienen conjuntamente grupos interdisciplinarios de ingeniería, como lo son: Ingenieros de Petróleo, Civiles, Mecánicos y de Gas. Cada uno de los grupos de ingeniería citados a portan sus conocimientos y experiencias sobre la materia a fin de obtener una obra técnicamente eficiente y económica.



BIBLIOTECA FIC

El Ingeniero de Petróleo es responsable por la proyección futura de la producción, tipo, cantidad y calidad de los fluidos. Necesidades futuras de expansión, incorporación de nuevos pozos y yacimientos. Incorporación de planes de levantamiento artificial y recuperación secundaria y terciaria.

Para el diseño de una Estación de Flujo, hay que hacer una selección adecuada de cada uno de sus argumentos importantes, a saber: Distribución, Separación y Medición.

La ubicación adecuada de la Estación de Flujo es otro de los problemas íntimamente ligado al diseño y a lo cual hay que dar respuesta en base a consideraciones de tipo técnico y económico.

2. DEFINICION DE UNA ESTACION DE FLUJO

En forma general y simple, se puede definir a una Estación de Flujo, como una instalación industrial, para procesar, utilizar, almacenar y luego poder vender los hidrocarburos provenientes de los pozos petrolíferos de un yacimiento.

3. FINALIDAD Y FUNCIONES

La finalidad y funciones más importantes de una Estación de Flujo son las siguientes:



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

- a. Recolectar la producción de los diferentes pozos de una determinada área.
- b. Separar la fase líquida y gaseosa del fluido multifásico proveniente de los pozos productores.
- c. Recolectar el gas y distribuirlo a las áreas de utilización (Plantas Compresoras y Separadores de líquidos, etc.).
- d. Medir periódicamente la producción de petróleo, agua y gas de cada pozo productor.
- e. Proporcionarle al petróleo un sitio de almacenamiento provisional.
- f. Suministrarle al petróleo suficiente energía para llegar a los tanques de almacenamiento en tierra.
- g. Bombear el petróleo al Terminal de almacenaje

y embarque.

4. PARTES DE UNA ESTACION DE FLUJO (Fig. 1).

- a. Sistema de Distribución
- b. Sistema de Separadores
- c. Sistema de medición del petróleo, agua y gas
- d. Sistema de Tanques
- e. Sistema de Bombeo
- f. Líneas de Gas
- g. Equipos Auxiliares



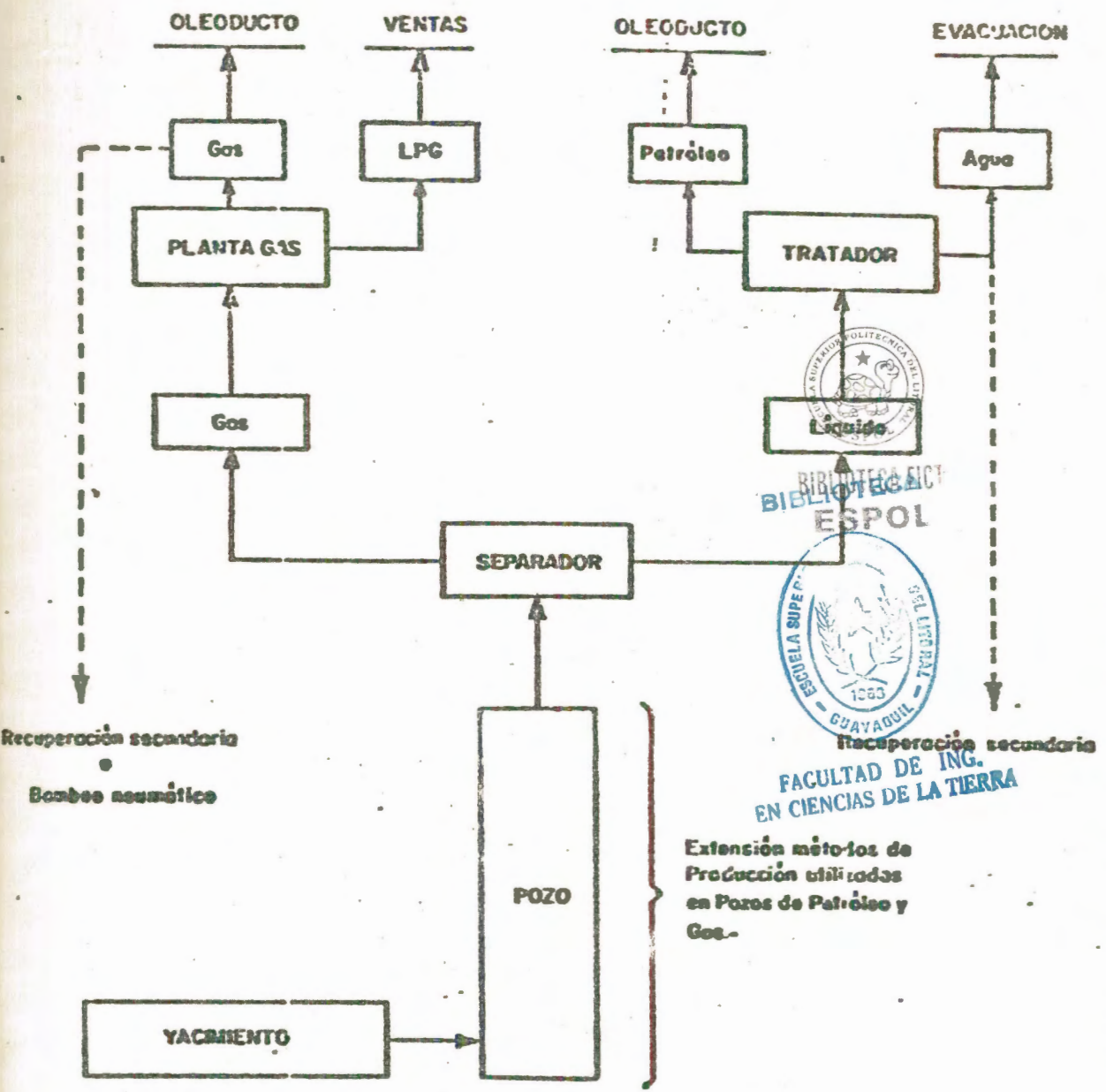
BIBLIOTECA FICT
ESPOL

5. SISTEMA DE DISTRIBUCION

El sistema de distribución de una Estación de Flujo comprende el múltiple y el conjunto de válvulas que se encuentran en las tuberías que enlazan el múltiple y los separadores, los separadores y los tanques y los tanques con las bombas. Existe otro tipo de válvulas como las controladoras de nivel y las válvulas de seguridad, que serán consideradas como accesorios al equipo en el cual se encuentran instaladas.

5.1. Múltiples

Los múltiples son tubos donde se unen varias líneas de flujo de otros tantos pozos, para conducir el petróleo que de ellos provienen a los separadores; del múltiple generalmente salen dos líneas, una de 8 ó 6 pulgadas de diámetro, que va a los separadores de producción, y otra que puede ser de menor diámetro que va al separador de prueba.



EL PROCESO DE PRODUCCION

Figura 1.

Hay diversos tipos de múltiples según la forma de su diseño. Los tres tipos principales se muestran en la Figura 2 y son: el vertical, horizontal y el múltiple triple; este último, muy poco usado, posee una línea de agua que es utilizada para la limpieza de los equipos existentes en la Estación.

5.2. Usos principales de las válvulas

Entre los principales usos tenemos:

1. Cerrar o dejar pasar el flujo
2. Regular o estrangular el flujo
3. Prevenir el contraflujo
4. Regular presiones
5. Desahogo de presiones



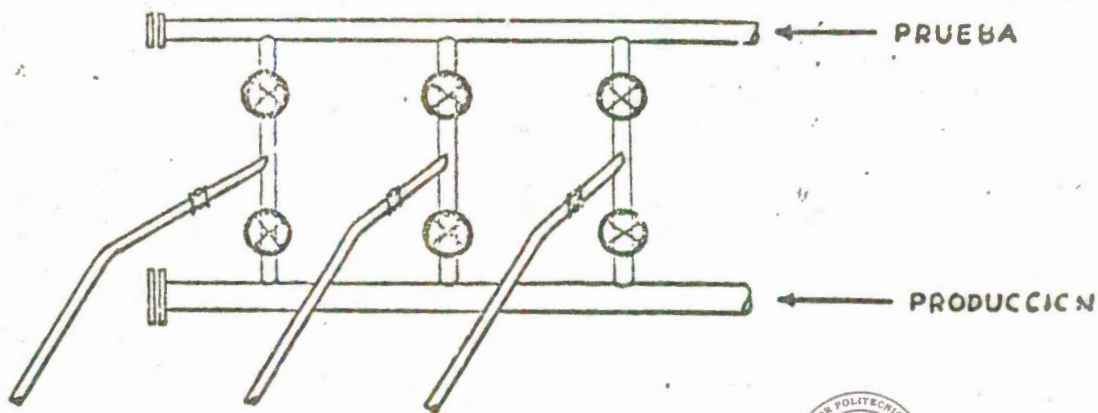
BIBLIOTECA FIC
ESPOL

1. Válvulas para cerrar o dejar pasar el flujo

Este es el servicio más generalizado que prestan las válvulas. Las válvulas de compuerta son ideales para este tipo de servicio, porque cuando están completamente abiertas permiten que el fluido pase a través de ella con una mínima pérdida de presión. Estas válvulas tienen la desventaja que hay que darles muchas vueltas para cerrarlas o abrirlas. También pueden cumplir esta función las llamadas válvulas de tapón, las cuales para cerrarlas o abrirlas sólo necesitan 1/4 de vuelta.

2. Válvulas para regular o estrangular el flujo

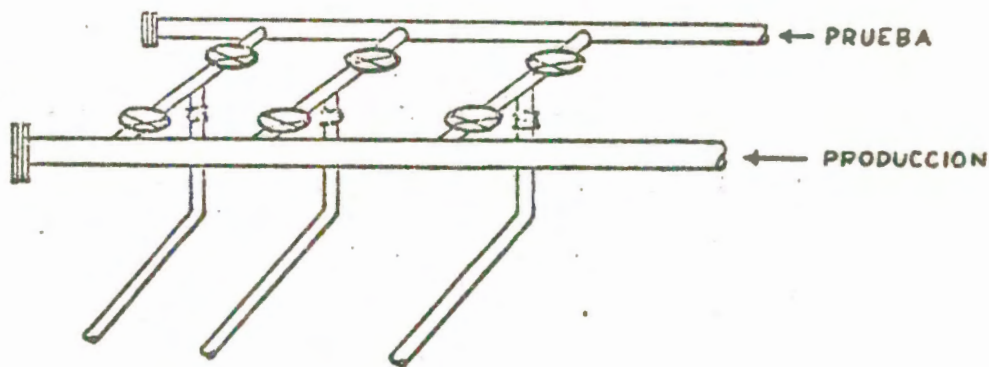
Este tipo de servicio se hace con válvulas de globo o de ángulo. El diseño de los asientos de estas válvulas



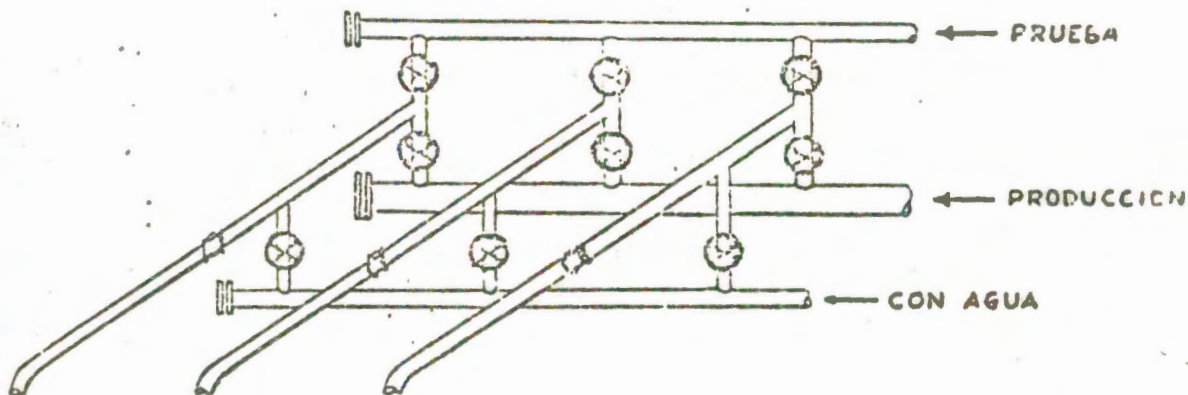
VERTICAL



BIBLIOTECA FIC
ESPOL



HORIZONTAL




TRIPLE

TIPOS DE MULTIPLES
Figura 2.

vulas causa un cambio en la dirección del flujo dentro del cuerpo de la válvula y por lo tanto aumenta la resistencia al flujo dentro de ella.

La construcción de estas válvulas permite la regulación precisa del flujo, pero muy raras veces se usan en tamaños mayores de 12 pulgadas de diámetro por la dificultad de abrirlas contra presiones normales.

3. Válvulas para prevenir el contraflujo

Las válvulas de retención o de ~~cheque~~  cumplen con la función de retener o impedir la inversión del flujo dentro de la tubería. Existen dos tipos de ellas: de bisagra y de elevación. El flujo mantiene estas válvulas abiertas y la fuerza de gravedad y la inversión del flujo las cierran automáticamente. Como regla general se puede decir que, las válvulas de retención de bisagra se usan conjuntamente con válvulas de compuerta, y las de elevación con las válvulas de globo.

4. Válvulas para regular presiones

Se usan en líneas donde es necesario reducir la presión de la línea principal. Estas válvulas no solo reducen las presiones, sino que las mantienen dentro del límite deseado, aunque haya una variación de la presión de suministro.

5. Válvulas para desahogo de presiones

Se usan normalmente en equipos sometidos a presiones excesivas; a fin de permitir el desahogo de la pre

sión que pueda causar daño a los equipos. Estas válvulas son usualmente de resorte que se abren automáticamente cuando la presión sobrepasa un límite determinado.

Se les conoce como válvulas de seguridad y de alivio. Las primeras se usan con vapor, gas o aire, y las segundas con líquidos.

5.3. Principales tipos de válvulas (Figura 5)

De los tipos de válvulas que existen las más usadas son: las de compuerta, globo, ángulo y de retención.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

1. Válvulas de compuerta

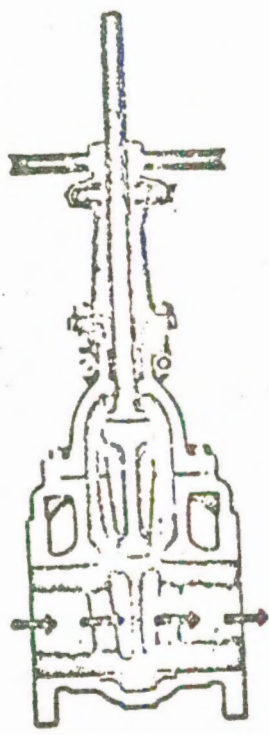
En las válvulas de compuerta los líquidos fluyen a través de ella en línea recta, ofreciendo poca resistencia al flujo. Poseen un disco actuado por una rueda y un tornillo que se mueve hacia arriba y hacia abajo y es asentado contra dos caras para trancar el flujo.

Las válvulas de compuerta se usan para servicios donde se requiera abrirlas o cerrarlas con poca frecuencia y se deben mantener totalmente abiertas o cerradas, no son prácticas para regular el flujo porque la velocidad del fluido las puede dañar estando parcialmente abiertas, ya sea por vibración, traqueteo o aumento de la erosión.

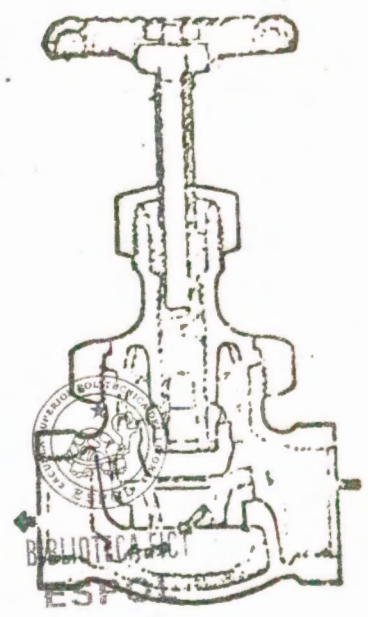
2. Válvulas de globo o de ángulo

Las válvulas de globo o de ángulo tienen la característica que dentro de ellas cambia la dirección del

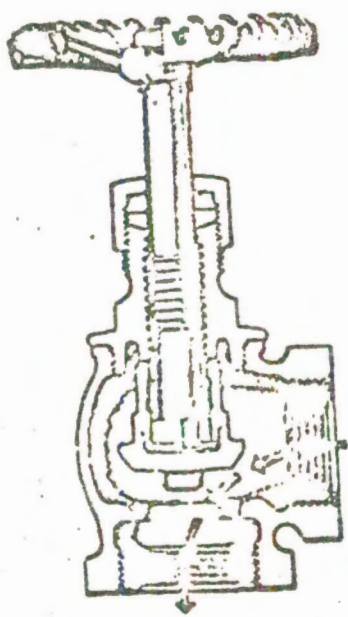
Referencia: Creole Petroleum Corporation.
Prácticas de Producción General



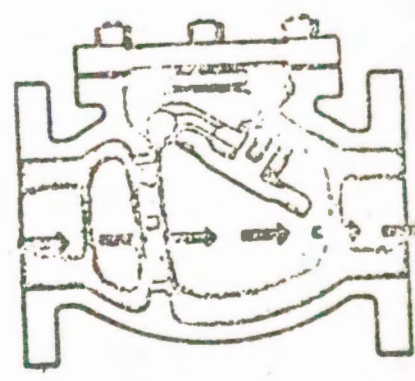
COMPUERTA



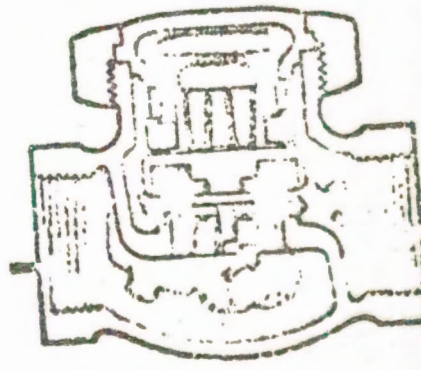
GLOBO



ANGULO



RETENCION



RETENCION

TIPOS DE VALVULAS
Figura 3.

flujo. Su construcción les permite la regulación más exacta del flujo, pero a la vez aumenta la resistencia al flujo.

3. Válvulas de Retención

Las válvulas de retención se usan para impedir el retorno del fluido dentro de las líneas de flujo. El flujo se mueve dentro de ellas en línea recta y es comparable al flujo en las válvulas de compuerta.

5.4. Colocación y Número de válvulas en una Estación de Flujo

En las Estaciones de Flujo se usan válvulas de retención al final de las líneas de flujo de cada pozo (antes de llegar al múltiple), válvulas de compuerta en el múltiple de prueba cuando se requiera y también en las tuberías de descarga de cada tanque, válvulas reguladoras de flujo en las tuberías que conectan los tanques. Las válvulas reguladoras de presiones son corrientes en las líneas de gas al igual que las de tapón y de compuerta que se usan conjuntamente con los medidores de orificio en las líneas de gas en la salida del separador de prueba.

El número de válvulas usadas en el sistema de distribución de una Estación de Flujo aumenta cuando a las Estaciones llegan crudos de distintas segregación, ya que el funcionamiento del equipo a usar para cada segregación es independiente.

En el sistema de distribución es concretamente don



BIBLIOTECA FIC
ESPOI

de se realiza el trabajo de operación de una Estación de Flujo, ya que abriendo y cerrando válvulas es como se ha ce llegar la producción de un determinado pozo, primero al múltiple de prueba y luego al separador de prueba y tan que de medición.

BIBLIOTECA

6. SISTEMA DE SEPARADORES

El sistema de separadores comprende un conjunto de separadores existentes en una Estación de Flujo, su número varía de una Estación a otra, y en las más simples hay por lo menos dos separadores: el de producción y el de prueba. Cuando existen varias segregaciones de fluidos se instalan separadores de producción y de prueba para cada segregación. Si las segregaciones son de alta y baja presión, habrá separadores de producción y de prueba para las presiones de alta y baja respectivamente, e igual si la separación se hace en varias etapas.

Un separador, en la terminología de los campos petroleros, es un recipiente a presión que se usa con el propósito de separar los fluidos de los pozos en sus componentes gasíferos y líquidos.

Un recipiente de esta naturaleza puede mencionarse en cualquiera de las siguientes formas:

a. Separador, separador de petróleo y gas, separador por etapas y trampa. Todos estos términos se usan recíprocamente para referirse a un separador convencional de

petróleo y gas para el manejo de mezclas de hidrocarburos de los fluidos del pozo.

b. Depurador de Gas: Puede ser similar a un separador de petróleo y gas, pero se usa para manejar fluidos que contienen menos líquidos que aquellos producidos de pozos petrolíferos y gasíferos. Normalmente se usan en líneas de recolección, ventas y distribución donde no se requiere el manejo de mezclas de líquidos o de líquidos gaseosos. Existe el depurador tipo seco que utiliza extractores de niebla tipo coagulación, y el depurador tipo mojado, que pasa la corriente de gas a través de un baño de aceite u otro líquido que lava el polvo del gas. El gas fluye a través de un extractor de niebla donde todos los líquidos removibles son separados del gas.



BIBLIOTECA FIC
ESPOI

6.1. Funciones principales de un Separador de Petróleo y Gas.

Estas funciones son:

- a. Eliminación de líquido del gas
- b. Eliminación de gas del líquido

El volumen de gas que un separador de petróleo y gas eliminará de un petróleo crudo dependerá de:

- i. Características físicas y químicas del crudo.
- ii. Presión de separación
- iii. Temperatura de operación
- iv. Tasa de rendimiento
- v. Tamaño y configuración del separador y

otros factores adicionales.

La tasa de rendimiento y profundidad del líquido en el separador determina el tiempo de retención o asentamiento del petróleo. Un tiempo de retención de 1 a 3 minutos es generalmente adecuado para obtener una separación satisfactoria del petróleo crudo y gas, a menos que se esté manejando espuma. Cuando hay separación de petróleo espumoso, el tiempo de retención debe aumentarse de 5 a 10 minutos, dependiendo de la estabilidad de la espuma y el diseño del separador.



6.2. Funciones Auxiliares de los Separadores de Petróleo y Gas

a. Mantenimiento de la presión óptima en el separador.

Para que un separador de petróleo y gas realice sus funciones, su presión debe mantenerse a un nivel tal que el líquido y el gas puedan ser descargados en sus respectivos sistemas de recolección. La presión es mantenida mediante el uso de una válvula de contrapresión de gas en cada separador, o con una válvula maestra que controla la presión en una batería de dos o más separadores. La presión óptima a la cual debería mantenerse un separador, es aquella presión que resulta en la máxima rentabilidad económica como producto de la venta de hidrocarburos líquidos y gasíferos.

b. Mantenimiento de un cierre líquido en el separador

.. fin de mantener la presión en un separador

debe haber un cierre hermético líquido en la parte inferior del recipiente. Este cierre hermético líquido previene pérdidas de gas fuera de la línea de líquido. Para lograr este cierre se requiere de un dispositivo que controle el nivel del líquido, lo cual puede ser realizado mediante válvulas de diferentes tipos, operadas por un flotador que es accionado por el nivel de petróleo en el separador, o por un piloto operado por el flotador.

6.3. Razones para separar el Gas del fluido multifásico.

Entre las razones principales tenemos:

- a. El gas como hidrocarburo tiene insumo petroquímico.
- b. El gas es de gran utilidad en proyectos de mantenimiento de presión de los yacimientos o para el levantamiento artificial del petróleo.
- c. Mientras menor sea la cantidad de gas que contenga el fluido, mayor será la eficiencia de las bombas.
- d. El gas natural le resta capacidad al petróleo en el oleoducto.
- e. El gas tiene una gran utilización como combustible en las mismas operaciones del campo, en motores de combustión interna, para accionar bombas recíprocas de vapor, turbinas o motores de arranque neumático, etc.



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

6.4. Razones para el uso de separadores en una Estación de Flujo.

Cuando se introduce el fluido proveniente de los pozos directamente a los tanques (14.7 lpca de presión) la reducción de presión tan repentina causa una serie de trastornos, tales como:

a. Pérdida de los componentes más volátiles del petróleo al ser arrastrados con el gas a la atmósfera.

b. Pérdida de gas en la formación, pues debido a la falta de resistencia creada por una menor contrapresión en la formación, fluye con el petróleo agotándose rápidamente un mayor volumen de esta fuente de energía del yacimiento.

c. Aumenta el peligro de incendio en los tanques al salir tanto gas, rico en petróleo liviano.

d. Puede causar daño a los tanques por las presiones y la acción química.

e. La separación tan violenta revuelve el petróleo con el agua, formando una emulsión que dificulta su separación.

6.5. Requisitos de los separadores

Se deben cumplir los siguientes requisitos para el diseño eficiente de un separador:

a. Contar con una sección de separación gas-líquido.

b. Suficiente capacidad de líquido para que éste se mantenga en movimiento en las líneas de flujo.

c. Suficiente longitud para permitir el asentamiento de las gotas de petróleo.

d. Tener un mecanismo de reducción de la turbulencia.

e. Tener un condensador para la captura de pequeñas gotas que no se asienten por gravedad.

f. Una adecuada contrapresión y un buen control de nivel líquido.



BIBLIOTECA FIC
ESPOI

6.6. Secciones de separación de los separadores

a. Separación primaria.

En esta sección se separan grandes cantidades de líquido y gas, por cambio de dirección del flujo. La entrada tangencial del flujo induce la fuerza centrífuga necesaria para la separación de grandes gotas de líquido. El desvío del flujo se logra colocando placas (álabes) desviadores. El gas, junto con partículas más pequeñas de líquido asciende a la sección superior donde se realiza la separación secundaria.

b. Separación secundaria

En esta sección, la velocidad ascensional se reduce drásticamente por álabes directores, y las gotas más pequeñas se hacen precipitar por gravedad.

c. Sección de extracción de neblina

Los extractores de neblina generalmente se ins talan en los separadores de petróleo y gas para ayudar a la separación y reducir el mínimo de líquido (niebla) a rrastrado por el gas. En esta sección, se emplea el princi pío de choque o centrífuga, para extraer el máximo número de gotas de líquido aun presentes en la corriente de gas (gotas de 10 micrones o más).



Los extractores de niebla pueden ser de varios dise ños diferentes, utilizando uno o más de los princi pios siguientes:

1. Choque
2. Cambio de dirección de flujo
3. Cambio de velocidad
4. Fuerza centrífuga
5. Relleno coagulante
6. Filtro

d. Sección de acumulación de líquidos

Esta sección se emplea para recibir, controlar y transferir el líquido recogido y debe ser de volumen sufi ciente para manejar surgencias de flujo.

6.7. Factores que influyen en la separación de fluidos

1. Presión:

Cambios de presión influye en las densidades del petróleo y del gas, un aumento de la presión se traduce en un aumento en la capacidad al gas.

2. Temperatura:

Afecta volúmenes y densidades; un aumento de temperatura disminuye la capacidad de separación. El enfriamiento es requerido solo cuando las temperaturas fluyentes se hallan por encima de la óptima y esto se puede lograr por medio de intercambiadores de calor, torres de enfriamiento, refrigeración y expansión por estranguladores.



3. Densidad del gas y líquido:

A presión y temperatura y composición constante, la capacidad al gas es proporcional a: $\sqrt{\frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{gas}}}}$

4. Velocidad del gas:

Influye en la capacidad del extractor de niebla

5. Viscosidad:

Si la presión aumenta, o la temperatura disminuye, es de esperar una reducción en la viscosidad del gas.

6.8. Capacidad de los separadores de petróleo y gas.

La capacidad real de un separador de petróleo y gas varía con los siguientes factores:

1. Diámetro y longitud del recipiente separador.
2. Diseño y arreglo de las partes internas del separador.
3. Número de etapas de separación

4. Características físicas y químicas de los fluidos del pozo (gravedad, viscosidad, fase de equilibrio, etc.).

5. Presiones y temperatura de operación del separador.

6. Nivel de líquido mantenido en el separador.

7. Patrón de flujo de fluido del pozo, o sea, si el flujo es estable o surgente.

8. Material extraño contenido en el fluido del pozo.

9. Tendencia del petróleo a espumar

10. Condición física del separador y sus componentes y de surgencia.

11. Capacidad adecuada en líneas y válvulas que controlan el nivel del líquido.

12. La temperatura de operación a 60°F está por encima del punto de nubosidad del petróleo y del punto de hidratación del gas.

13. Mínima partícula separable de 10 micrones.

14. La capacidad de gas está relacionada a la velocidad de suspensión: la velocidad ascensional requerida en una partícula está determinada por la resistencia de la partícula al movimiento del gas y la fuerza de gravedad que actúa en la partícula.

15. Capacidad de entrada y controles en ella:

Se ha comprobado que cuando aumenta la pre



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

sión, habrá más fuerza de desalojo en el líquido y la capacidad tiende a ser mayor. Parece no haber mucho cambio cuando la presión es mayor de 1000 Psia.

Los cálculos de las capacidades de gas para separadores de petróleo y gas se basan en la ley de Stokes que puede ser escrita así:

$$V = K_V D^2 \frac{P_L - P_g}{\mu}$$

donde: μ = Viscosidad

V = Velocidad relativa de la caída de las gotas líquidas en gas, pies/segundo.

K_V = Constante de resistencia viscosa

D = Diámetro de las gotas que caen, pies

P_L = Densidad de las gotas que caen, libra por pie cúbico.

P_g = Densidad del gas, libra por pie cúbico.

6.9. Métodos usados para separar gas del petróleo

La separación del gas y el petróleo puede lograrse de diferentes maneras:

- a. Gravedad
- b. Fuerza Centrifuga
- c. Choque
- d. Depuración
- e. Precipitación Eléctrica
- f. Difusión



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

g. Precipitación Sónica

h. Térmica

6.10. Separación por etapas del petróleo y el gas

Es un proceso en el cual la fase gaseosa se separa de la fase líquida mediante dos o más separadores colocados en serie y a presiones sucesivamente menores. El propósito es obtener la máxima recuperación posible de hidrocarburos líquidos de los fluidos del pozo.

Así podemos definir la separación normal como una separación a dos etapas, donde el tanque se halla a la presión atmosférica y el separador a una presión mayor (P_s).

Mediante la separación por etapa se obtiene:

a. Buena eficiencia en el manejo de crudos compuestos de hexanos y más pesados.

b. Alta gravedad API

c. Baja RGP

d. Gas a baja presión en el venteo

e. Mayor seguridad en las operaciones

Y entre las desventajas tenemos:

a. No se provee deshidratación del gas residual

b. Mayor inversión adicional

Tal como se muestra en la Figura 4 y Figura 5, el número de etapas depende de:

i. Presión en el cabezote y su temperatura

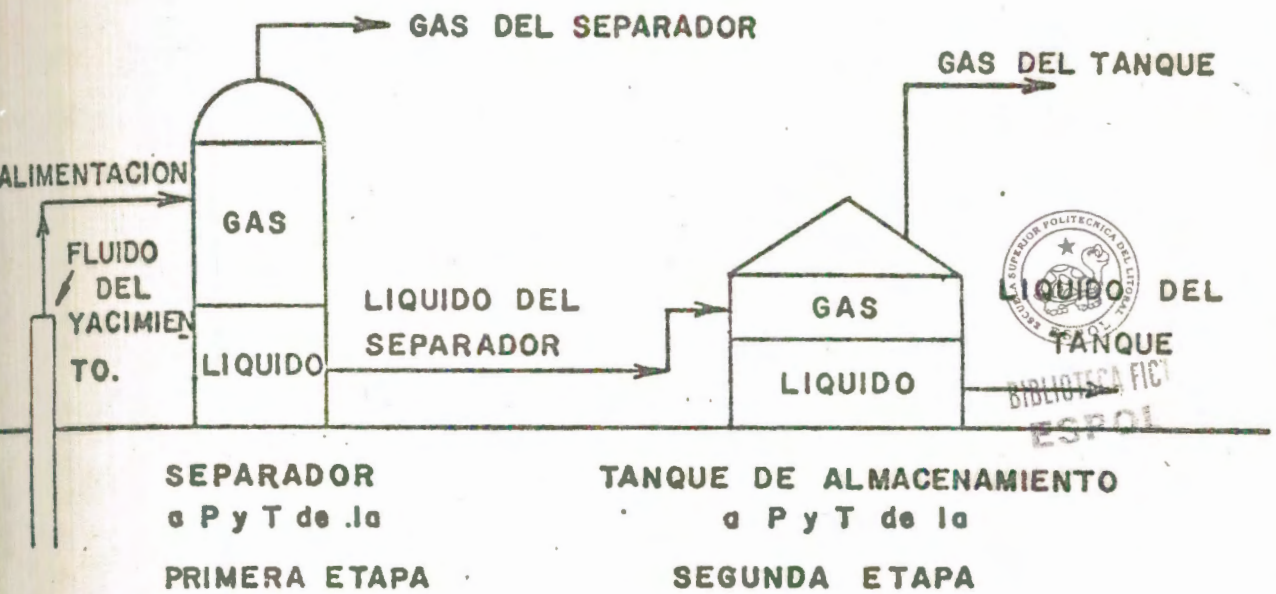


Fig. 4. Esquema de separación de gas y petróleo en dos etapas.

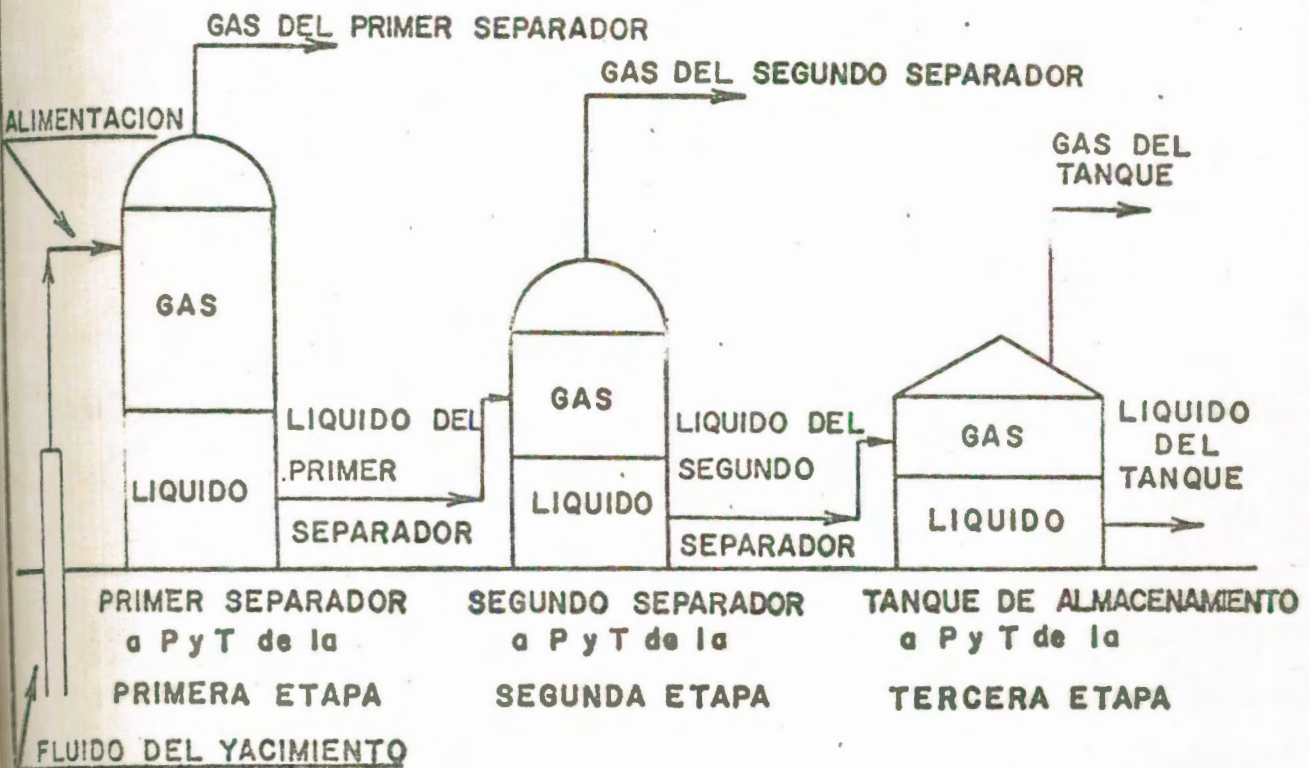


Fig. 5. Esquema de separación de gas y petróleo en tres etapas.

- ii. Relación gas-petróleo
- iii. Composición del crudo

El método que se sigue para decidir el número de etapas es:

1. Tanteo en el campo con equipo portátil
2. Equipo de laboratorio
3. Cálculos con ecuaciones de vaporización



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

Para el cálculo de las presiones en las etapas, se emplea la siguiente relación:

$$P_m = P_s R^{n-(m-1)} \text{ con } R = \left(\frac{P_1}{P_s}\right)^{1/n}$$

donde:

n = N° de etapas intermedias

m = N° de etapas

R = Relación de presión

P_s = Presión en los tanques, psia

P_m = Presión en la última etapa intermedia usada, psia.

P_1 = Presión en primera etapa, psia

Esta separación por etapa ofrece una dificultad en la regulación de las etapas ya que se necesita un control uniforme del nivel del líquido y de la contrapresión del gas.

6.11. Tipos de Separadores

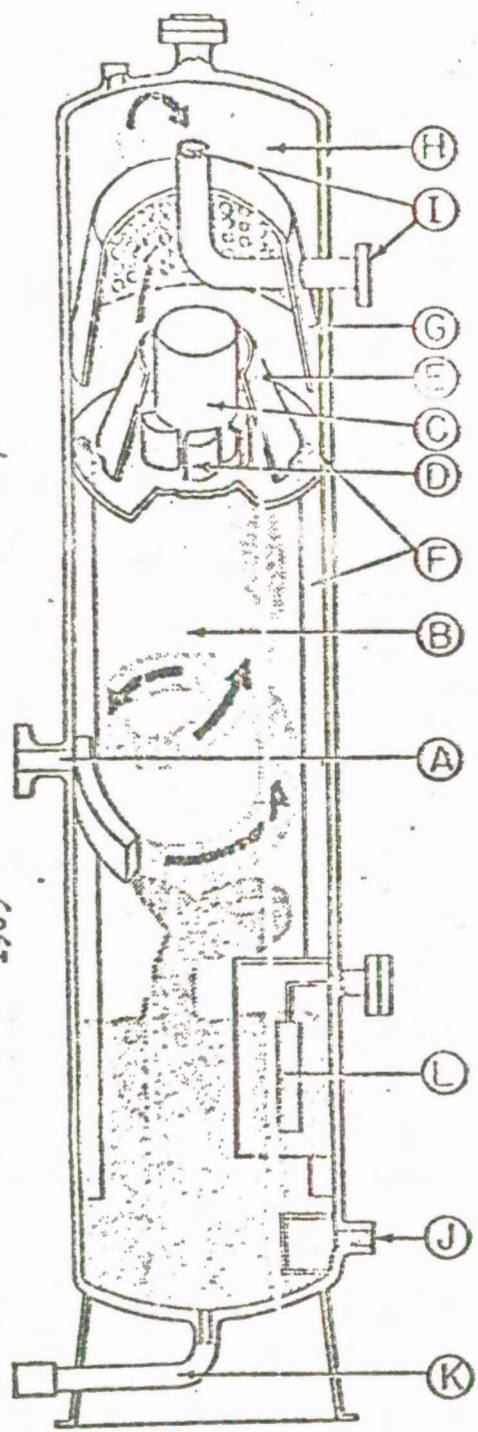
1. Separadores Simples e Incompletos: Manejan pequeñas cantidades de fluido

2. Convencionales, son los siguientes:

a. Verticales Fig. 6.	Ventajas	<ul style="list-style-type: none">Fácil control de nivel.Pueden manejar grandes cantidades de arena y lodo sin dañarse.Gran capacidad de surgencia.Poca tendencia a revaporización de líquido.Mayor facilidad para la limpieza.Es altamente eficiente cuando el fluido contiene poco gas.
	Desventajas	<ul style="list-style-type: none">Alto costo.Difícil transporte.Requiere mayor diámetro para una capacidad dada de gas.
b. Esféricos	Ventajas	<ul style="list-style-type: none">Más barato.Compactos y fácil transporte.Mayor capacidad que el vertical.
	Desventajas	<ul style="list-style-type: none">Posee capacidad de surgencia líquida y espacio de separación limitado.El nivel del líquido se controla difícilmente



Referencia: Guillermo José Salas
Equipos de Producción de Petróleo
1965



- A - Entrada de petróleo y gas
- B - Espacio de separación o cámara
- C - Cilindro de remolinos
- D - Ranuras de entrada al cilindro de remolinos
- E - Cono de deflexión
- F - Tubos de drenaje
- G - Domo de depuración o extractor de niebla
- H - Cámara de gas seco
- I - Salida del gas
- J - Salida del petróleo
- K - Conexión de drenaje
- L - Válvula flotadora de drenaje

SEPARADOR VERTICAL DEL PETROLEO Y GAS

Figura 6.

c. Horizontales

Monocilíndricos
Fig. 7.

Ventajas

Menor costo inicial.
Fácil transporte.
Evita depósito de parafina debido a que el crudo permanece caliente.
Altas capacidades para manejar gas para un diámetro dado.

Desventajas

Control de nivel difícil.
Más dificultad en remoción de arena, lodo y parafina.

Bicilíndricos
Fig. 8.

Ventajas

Mayor capacidad para problemas de surgencia.
Mejor separación de gases y líquidos de densidades similares.
Mejor separación del gas en solución en la cámara inferior.
Mejor control de líquido.

Desventajas

Pueden formarse hidratos en la cámara inferior debido a menos temperatura.
Difícil control de arena y parafina.
Poseen menor área disponible cuando se encuentran presentes dos fases líquidas

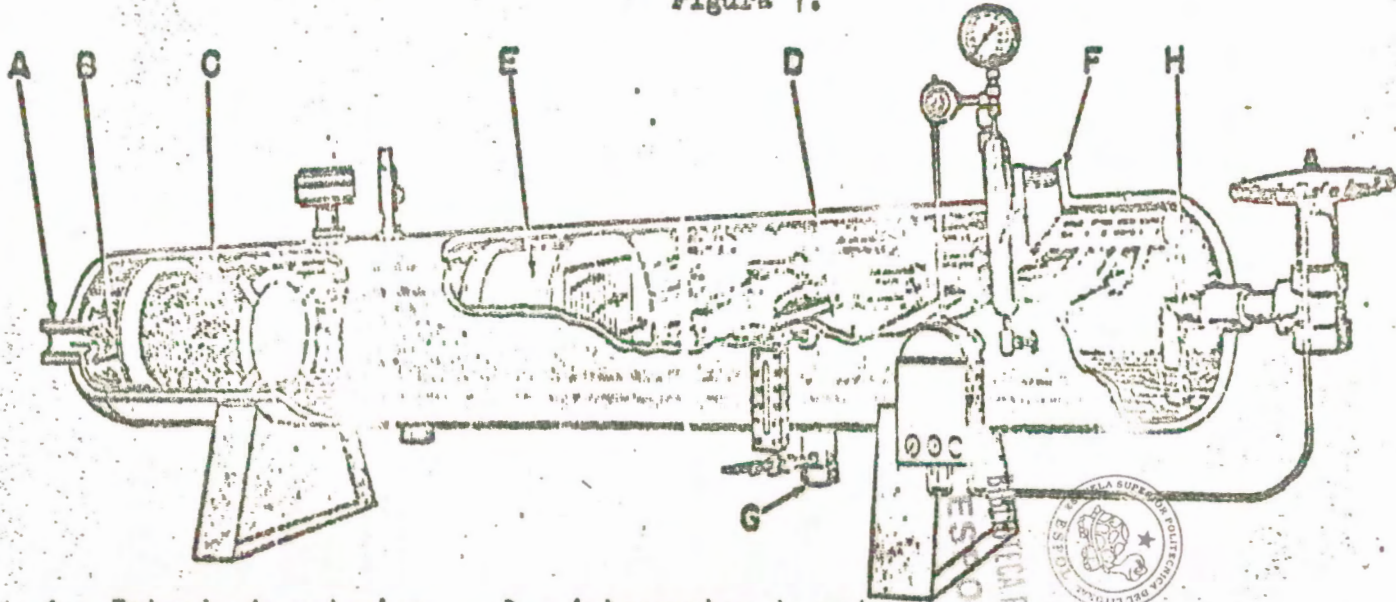
BIBLIOTECA
ESPOL



Referencia: Guillermo José Salas
Equipos de Producción de Petróleo
1965

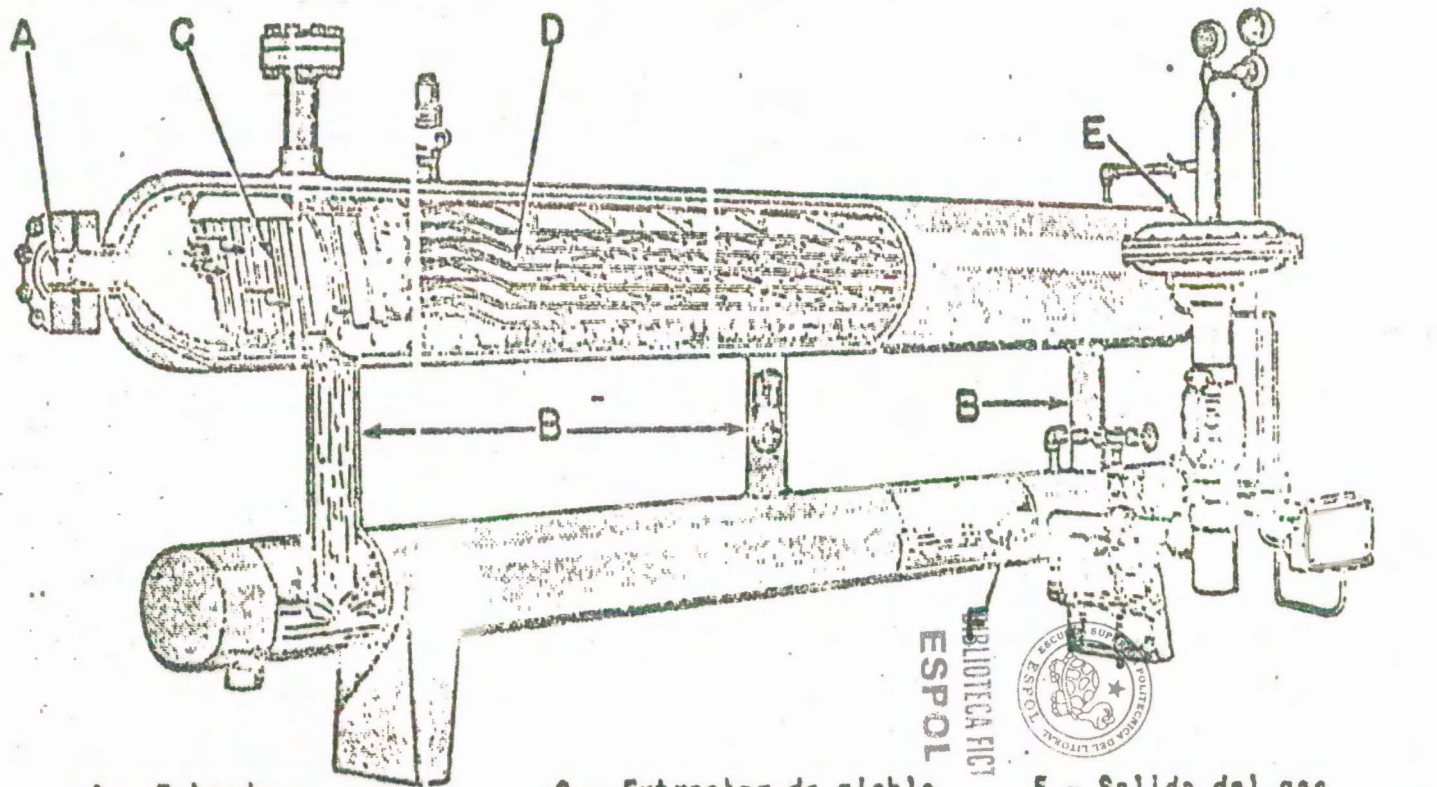
SEPARADOR MONOCILINDRICO DE PETROLEO Y GAS

Figura 7.



- | | | |
|-------------------------------|---|------------------------|
| A - Entrada de petróleo y gas | D - Interruptor de onda y placa selectora | |
| B - Angulo de Impacto | E - Extractor de niebla | G - Drenaje |
| C - Elemento desespumador | F - Salida de Gas | H - Salida de petróleo |

SEPARADOR HORIZONTAL BICILINDRICO DE PETROLEO Y GAS
Figura 8.



A - Entrada
B - Drenaje de liquido

C - Extractor de niebla
(gotas grandes)
D - Extractor de niebla
(gotas pequenas)

E - Salida del gas
F - Drenaje del petroleo

6.12. Sistema de Control de los Separadores

Cada separador posee tres sistemas de control:

A. Control de Presión:

Se utiliza una válvula reguladora de presión y puede clasificarse de tres maneras:

1. De pesas: Estos reguladores tienen una palanca conectada a la válvula a la cual se le agregan pesas para mantenerla cerrada a la presión deseada; se usan principalmente con el control de presiones bajas.

2. De resorte y tornillo: Estos reguladores tienen un resorte que se aprieta por medio de un tornillo hasta la presión deseada.

3. De diafragma: En estos reguladores se usa un sistema de diafragma que está conectado a un piloto, el cual está conectado al lado de la línea que se encuentra entre el regulador y el separador.

B. Control del nivel del fluido. siendo los más usados:

1. Reguladores Mecánicos: En estos reguladores el nivel del fluido en el separador se regula por un flotador conectado por medio de un sistema de palanca a la válvula de descarga. Cuando el nivel del fluido pasa a la posición media del flotador, éste hace abrir la válvula, descargando el petróleo a la línea.

La palanca y un tensor que están conectando

el flotador a la válvula, tienen varias posiciones para alargarlas o acortarlas, permitiendo así que la válvula sea más sensible a los cambios de niveles cuando se alarga la palanca y menos sensible cuando se acorta.

2. Reguladores de Diafragma: Hay algunos reguladores de niveles que trabajan por medio de una válvula de diafragma que está conectada a un piloto, el cual recibe gas del separador y lo inyecta al diafragma, de acuerdo a la posición del flotador; el diafragma actúa sobre la válvula, cerrándola o abriéndola según sea el caso que se presente en el manejo.



C. Equipos accesorios de los separadores, este equipo es el siguiente:

1. Una válvula de descarga del petróleo que está comunicada a un flotador y que tiene por objeto mantener el nivel del petróleo casi constante.

2. Un agujero con su tapa colocado a un lado para facilitar la reparación del flotador y la limpieza del separador.

3. Una válvula de seguridad, que está calibrada para abrirse a una presión menor que la presión máxima a que puede trabajar el separador, evitando así que se dañe por demasiada presión, que pueda ocurrir si las válvulas de descarga y las reguladoras de presión permanecen cerradas por haberse trancado, o por un golpe de presión

en el fondo.

4. La entrada de la línea de flujo que está situada casi a la mitad del separador y la salida del petróleo cerca del fondo, además de la salida del gas colocada en la parte superior.

5. Un regulador de presión colocado en la línea de escape del gas y que sirve para mantener una presión aproximadamente constante en el separador.

6. Los separadores están provistos de conexiones para la inyección de antiespumante y de emulsionador.

7. Suministro de aire, tanto el control de presión como el de nivel de líquido reciben suministro de aire desde un cabezal-colector especial a través de reguladores separadores, bien sea del sistema principal de aire de instrumentos o de una toma de emergencia de nitrógeno.

7. SISTEMA DE MEDICION DEL PETROLEO, GAS Y AGUA.

Una de las funciones más importantes de una Estación de Flujo es medir periódicamente la producción de petróleo, gas y agua de los pozos individualmente. El número de pruebas mensuales para cada pozo varía, pero generalmente se realiza dos o tres como promedio.

Estas pruebas se llevan a cabo pasando la producción del pozo al múltiple de prueba y luego al separador de prueba; el petróleo se mide, bien sea en un medidor o en el tanque de medición, o también en el contador del se

parador, si éste es un separador medidor; el gas se mide en un medidor de orificio colocado en la línea de descarga del gas de separador.

7.1. Medidores de Petróleo Líquido

Estos tipos de medidores se pueden clasificar en directos, si miden directamente el volumen de petróleo, y se consideran más precisos porque dependen de una sola medición; e indirectos, los que miden velocidad, presión hidrostática o caída de presión del fluido fluyente; los medidores de peso, cuyo principio básico es la presión hidrostática, son muy precisos para crudos que poseen gran cantidad de espuma, entre estos tipos de medidores tenemos:

1. Tanque de Medición: Son tanques cuya altura está calibrada, bien sea en barriles o en metros cúbicos. El operador mide la altura de fluido en el tanque antes de iniciarse la prueba y otra vez al final de ella, la diferencia de altura representará el volumen de petróleo producido durante el intervalo de prueba, una vez realizada esta medición se corrige debido a la temperatura y el porcentaje de agua del crudo. Este tipo de medición se usa poco porque presenta grandes desventajas:

a. Cuando el crudo posee espuma tiene muy poca precisión, ya que la espuma da niveles falsos en el tanque.

b. La medición está muy influenciada por los

cambios de temperatura.

c. Se cometen errores debido a la acumulación de sedimentos en el fondo del tanque.

d. Le resta capacidad de almacenamiento aprovechable al sistema de tanques de la Estación.

e. El costo de la Estación aumenta al instalar tanques de medición.



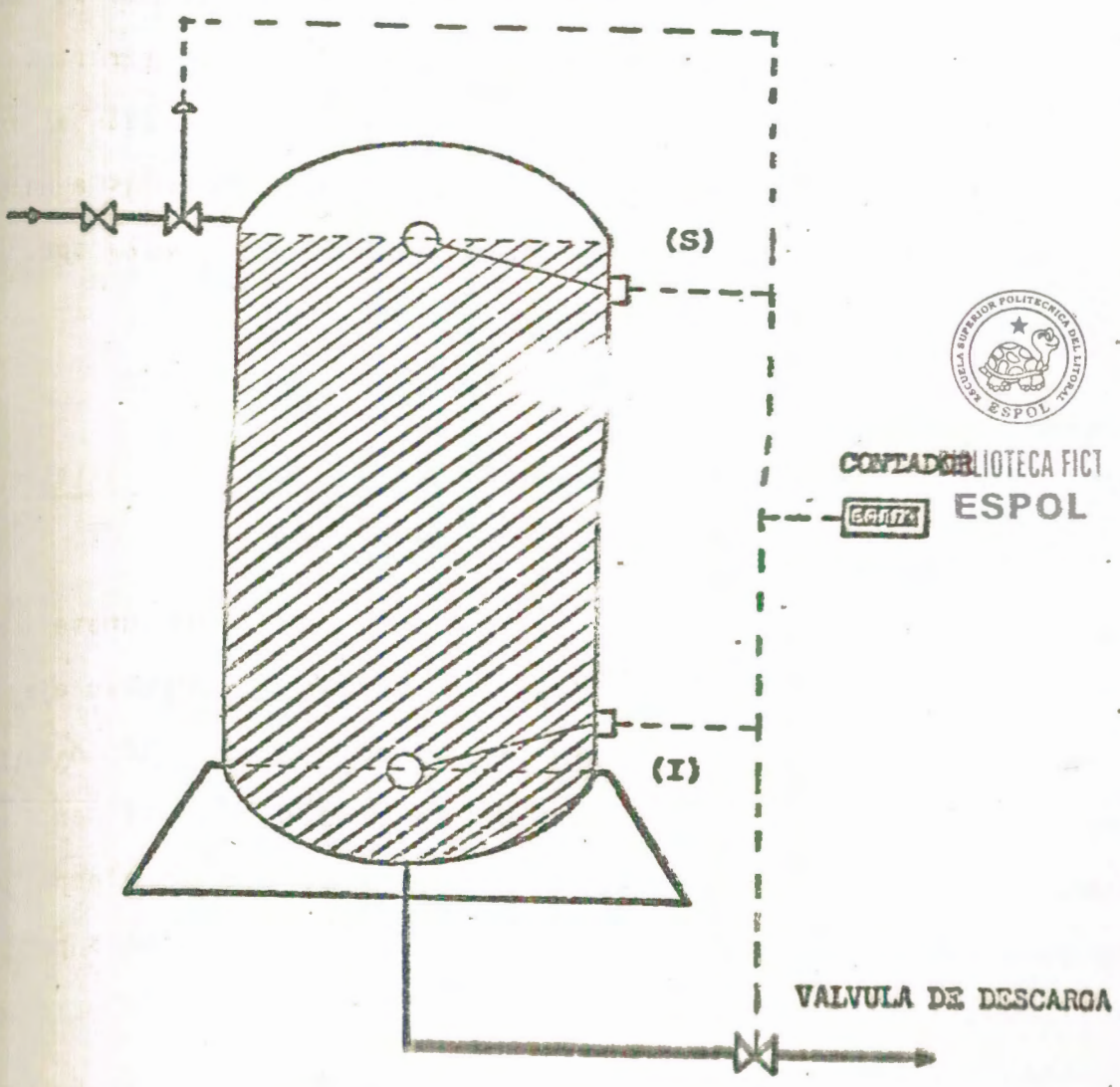
f. El operador comete errores en la medición de la altura del tanque.

BIBLIOTECA FICT

g. Toma mayor cantidad de tiempo medir la producción de petróleo de cada pozo.

2. Tanques de Descarga:

Esta medición se realiza de la siguiente manera: Cuando el nivel llega a la altura superior (S), Figura 9, la válvula de descarga se abre y la entrada se cierra automáticamente, una vez terminada la descarga es registrada por el contador. Cuando el nivel baja a la altura inferior (I) la válvula de descarga se cierra y la válvula de entrada se abre; este ciclo continúa mientras haya flujo. Como el volumen V (entre los niveles S e I) ha sido medido cuidadosamente, se podrá determinar el volumen de líquido que ha pasado por este tanque de medición multiplicando el número de descarga por el volumen V . El flujo de fluido se describe a la línea



TANQUE DE DESCARGA

Figura 9.

3. Medidores de Velocidad: Figura 10.

Constan de una caja que contiene un rotor insertado en la línea de flujo y colocado de tal forma que el fluido al pasar se consigue con una constricción dando origen a la formación de remolinos que hacen girar al rotor y las revoluciones del rotor son transferidas al exterior del medidor mediante pulsaciones magnéticas a un contador. Poseen un rango de medición de 860 a 6870 bpd. Es afectado por el gas en solución, el cual hace girar al rotor a mayor velocidad.



BIBLIOTECA FIC

ESPOL

4. Medidor Rotativo de Desplazamiento Positivo:

Figura 11.

Consiste en un rotor giratorio que mueve aletas simétricas, el rotor gira libremente sobre su eje y las aletas emergen a intervalos exactos dividiendo el gasto en proporciones iguales de volúmenes. El volumen que pasa por el medidor en un cierto intervalo de tiempo se determina multiplicando el número de revoluciones por el volumen transportado por las aletas en una revolución completa. Es un medidor compacto y resulta muy económico, este medidor es poco preciso cuando fluye gas en solución con el petróleo y se daña muy fácilmente cuando el petróleo tiene arena, colocando filtros se elimina esta desventaja.

5. Medidores de Turbina: Figura 12.

Son medidores volumétricos de flujo que envían

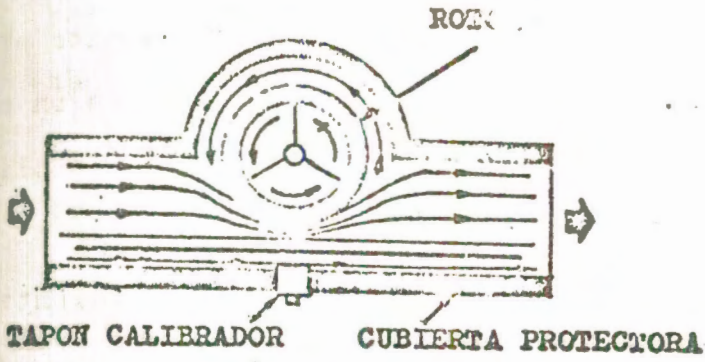


FIG. 10 MEDIDOR DE VELOCIDAD

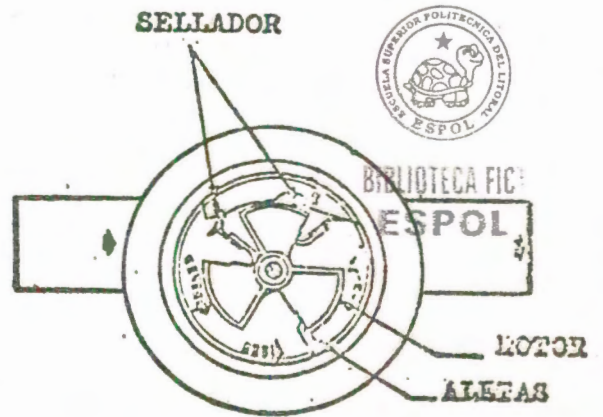


FIG. 11 MEDIDOR DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO.

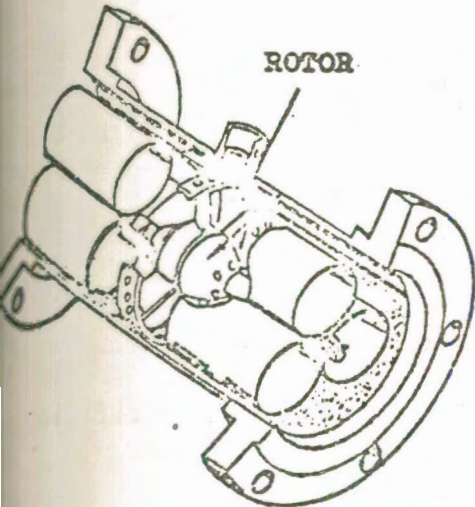


FIG. 12 MEDIDOR DE TURBINA

señales eléctricas, las cuales son directamente proporcionales a la tasa de flujo y son registradas en un contador. El volumen de petróleo se calcula utilizando tablas que trae el manual de instrumento en donde aparece el factor K (pulsaciones/barril) para medidores de diferentes diámetros y con una aproximación de 0.15%.

6. Computadores Medidores de Flujo: Figura 13.

Son computadores electrónicos muy precisos diseñados para medir y controlar el flujo de fluidos. El fluido puede ser líquido o gas, corrosivo o no corrosivo y puede estar caliente o frío. Constan de un transductor eléctrico de presión diferencial, un traductor eléctrico de presión estática, un traductor de temperatura, el computador electrónico, un contador anexo y un registro de flujo.

Este medidor combina las señales y resuelve la ecuación de flujo:

$$Q = C'' F_{tf} \sqrt{H_w P_f}$$

donde:

H_w = Presión diferencial a través del orificio, lpsca.

P_f = Presión estática de la línea, lpsca.

F_{tf} = Factor de conversión de la temperatura de flujo.

C'' = Constante de conversión de todos estos factores en unidades prácticas y es product

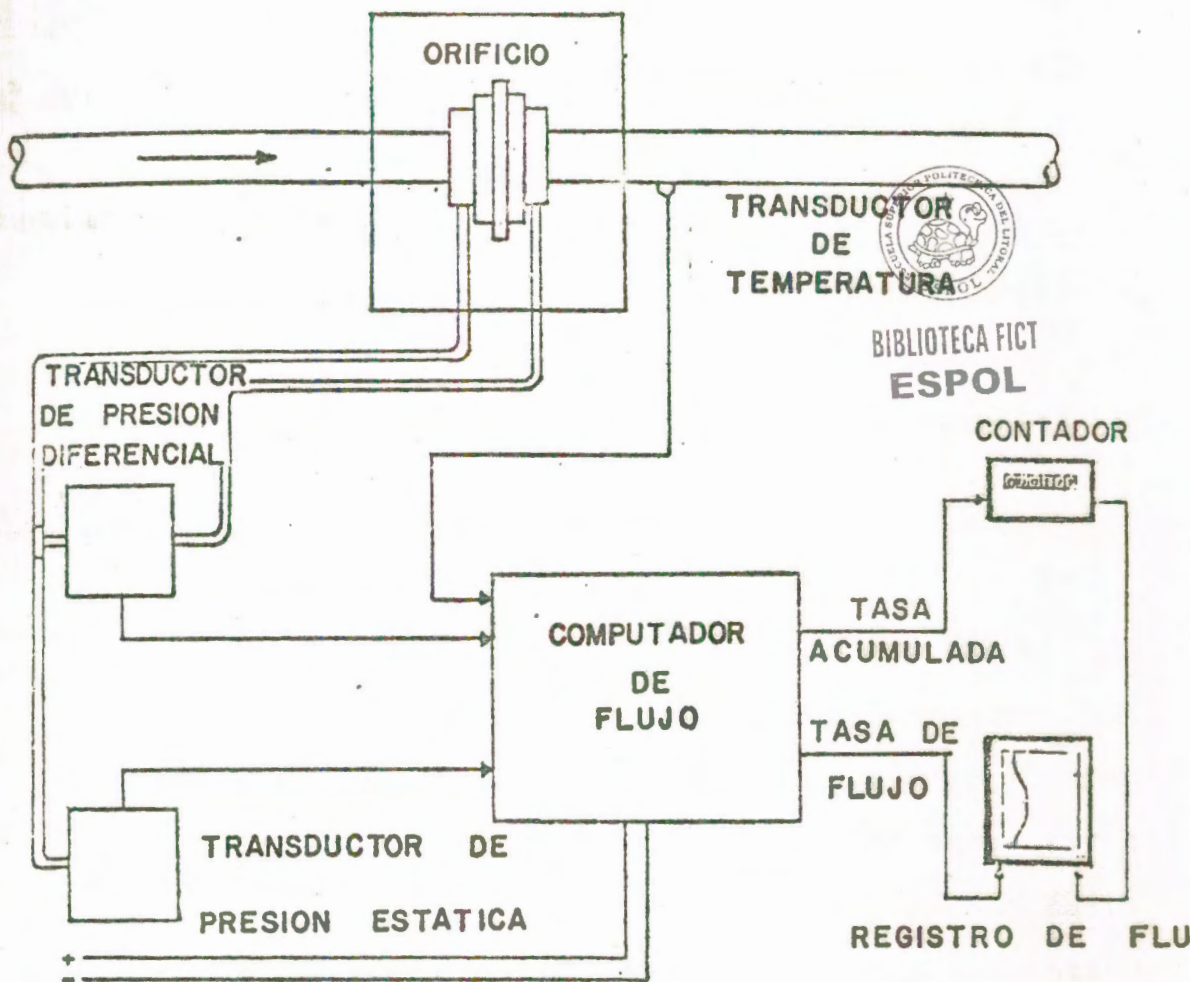


DIAGRAMA ESQUEMATICO DEL COMPUTADOR MEDIDOR

FIGURA No 13.

de: Factor básico del orificio, Número de Reynolds, Factor de expansión, Factor de temperatura, Factor de gravedad específica y Factor de supercompresibilidad, con una aproximación de 0.01%.

7. Separadores de Medición Volumétrica  14.

Constan de dos cámaras, la superior que funciona como un separador en sí y la inferior, como un tanque de descarga cuyo funcionamiento es similar al expuesto anteriormente.

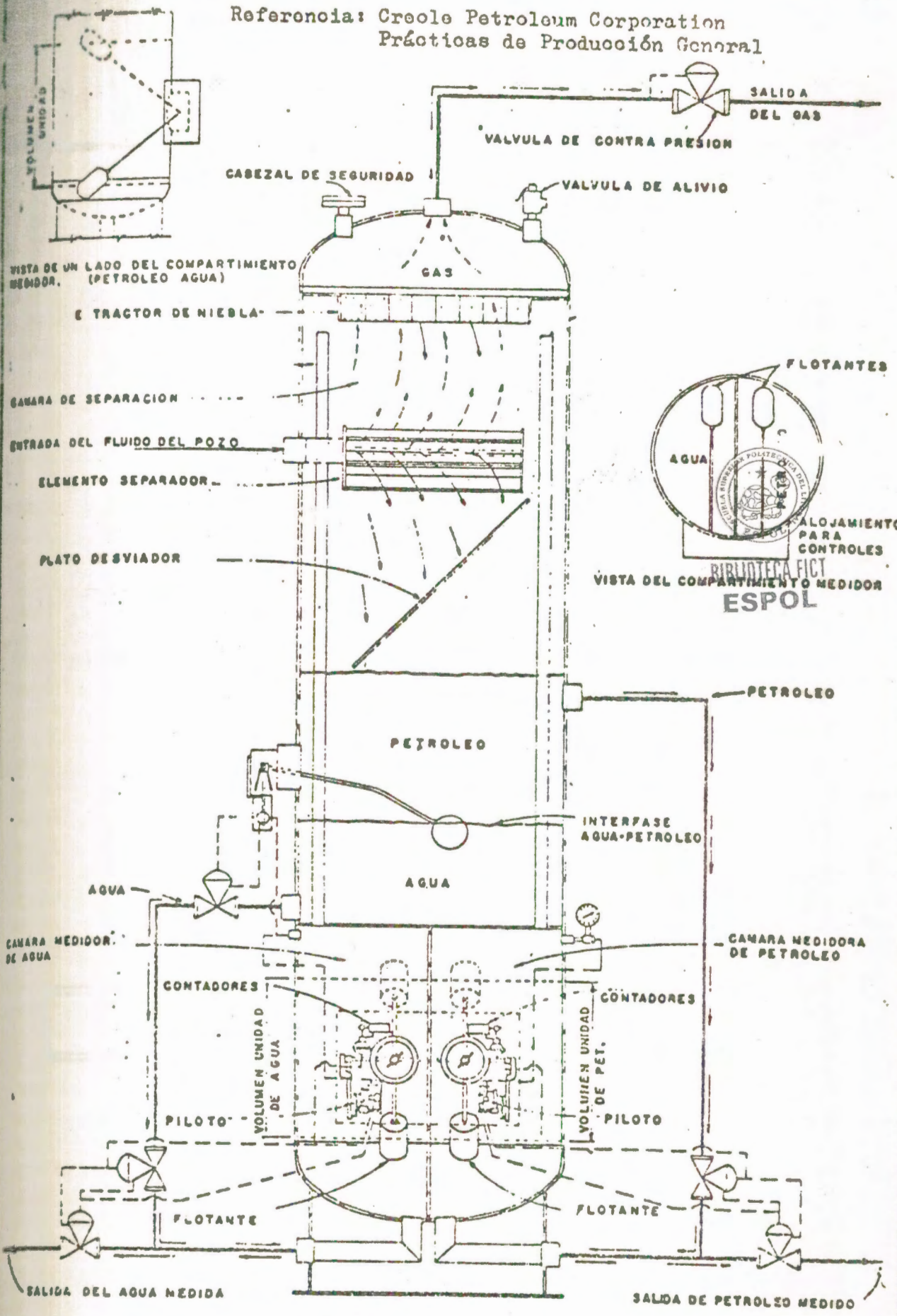
8. Separadores Medidores de Peso:

Consiste en registrar el tiempo que tarda un separador corriente en llenarse entre niveles máximos y mínimos predeterminado, mientras se está midiendo el cambio de presión hidrostática entre los niveles respectivos. La tasa promedio de flujo se podrá calcular de una carta de presión diferencial donde se han registrado automáticamente los ciclos en que se está llenando el separador de prueba.

7.2. Medidores de Gas: Figura 15.

Los instrumentos más usados para obtener una medida del volumen de gas son los medidores de orificio, ya que miden volumen de gas, grande o pequeña, y con bastante exactitud.

Referencia: Creole Petroleum Corporation
Prácticas de Producción General



FLOTANTES
 AGUA
 ALOJAMIENTO PARA CONTROLES
 BIBLIOTECA FICT
 VISTA DEL COMPARTIMIENTO MEDIDOR
 ESPOL

Fig. 14. SEPARADOR MEDIDOR TIPO WKMCX

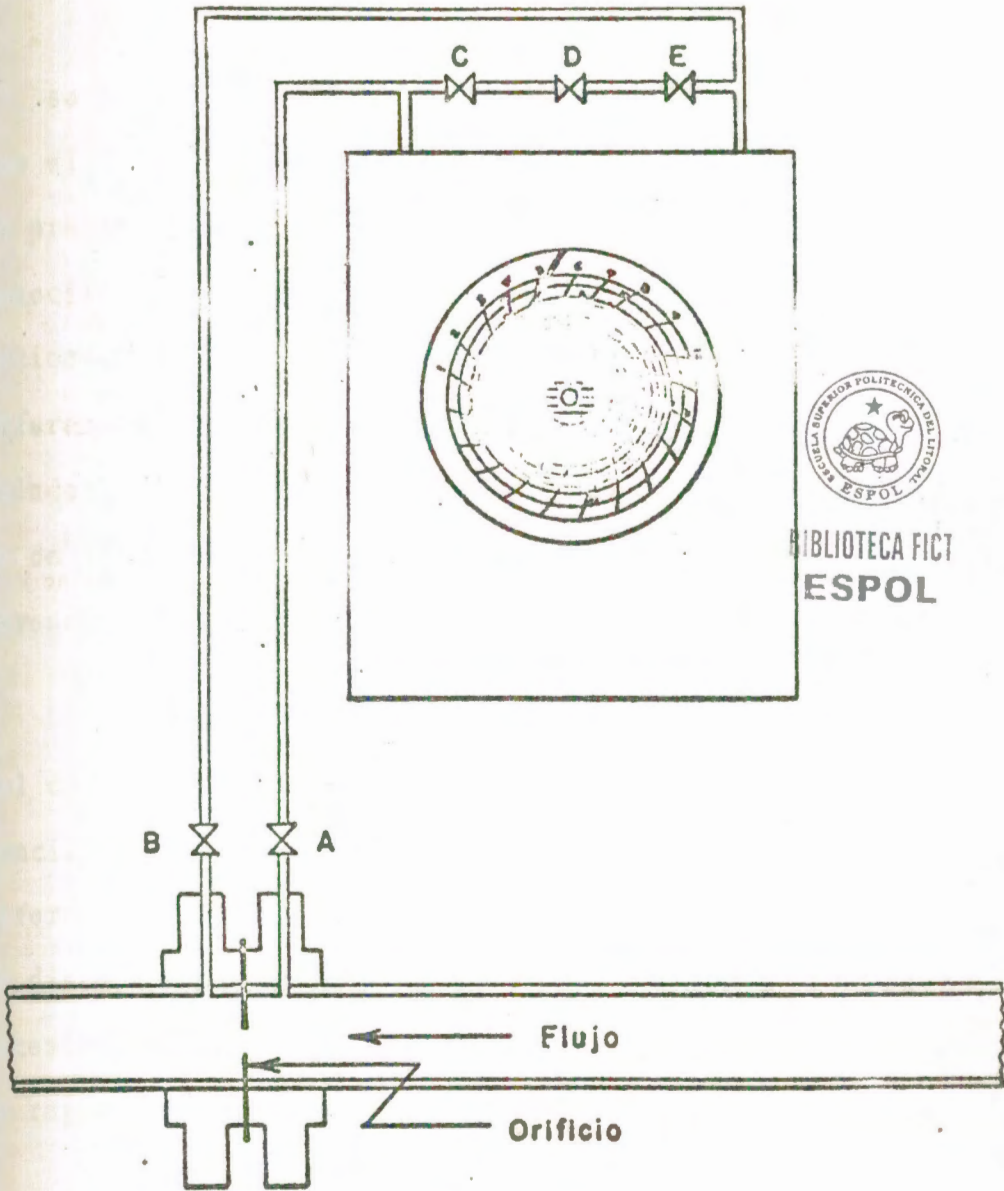


FIG. No. 15 MEDIDOR DE ORIFICIO

- a. Presión diferencial
- b. Presión estática
- c. El tamaño del orificio
- d. El diámetro de la línea.

Sí se coloca un estrangulador en la línea de flujo, se produce una disminución de la presión después de que el fluido haya pasado el estrangulador; la diferencia de presión antes y después de pasar el estrangulador es conocida con el nombre de presión diferencial, y está relacionada con la tasa de flujo de la siguiente manera. La diferencia de presión de un fluido al pasar por un estrangulador, en una línea de flujo, es proporcional al cuadrado de la velocidad del fluido; para hacer posible esta diferencia de presión se usa un disco de orificio o placa.

En la Figura 16 la línea A-A' muestra el efecto del disco de orificio en la presión del fluido. La diferencia de presión entre los puntos P_1 y P_2 es la presión diferencial causada por el orificio, la cual se marca en un disco de papel con tinta roja. La presión estática se necesita conocer antes o después de pasar el orificio y se registra en el mismo papel, pero con tinta azul.

Existen dos tipos de medidores de orificio y son:

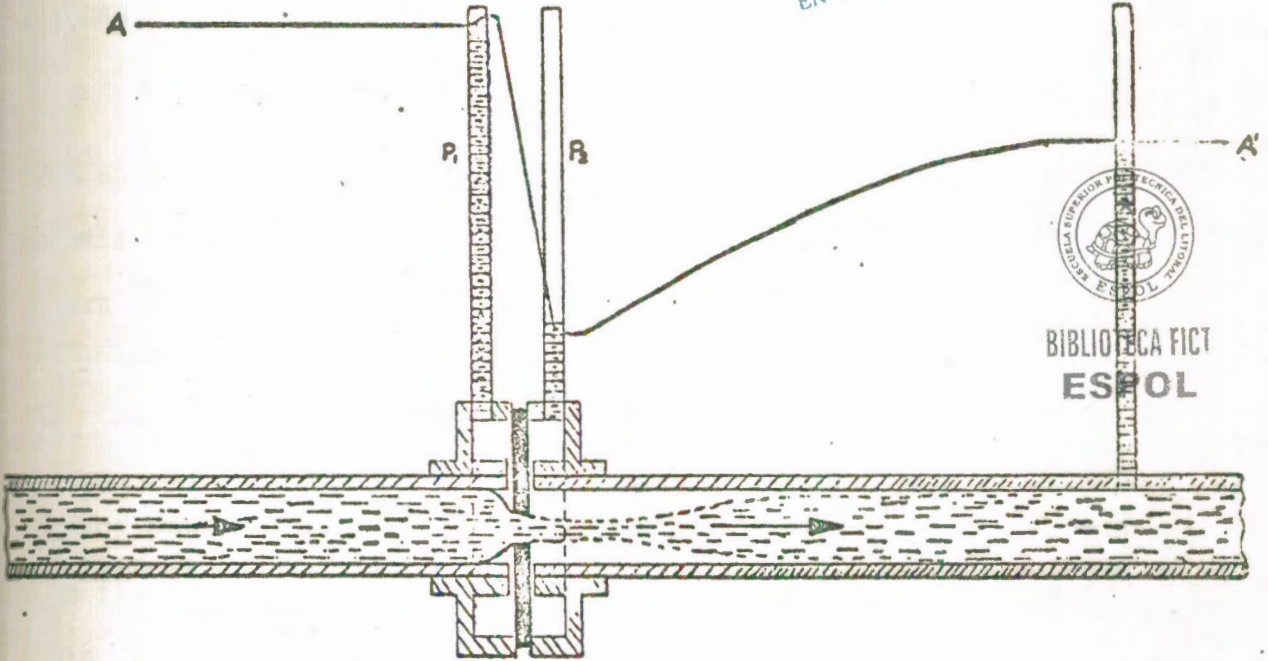
1. Medidor de Orificio con tubo en U.

Es el más usado en la industria petrolera y consta en un tubo en U que contiene generalmente mercurio y está conectado por ambos extremos a la línea de flujo ;

BIBLIOTECA



FACULTAD DE ING.
EN CIENCIAS DE LA TIERRA



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

DIAGRAMA DE LA CAIDA DE PRESION AL PASAR UN DISCO DE ORIFICIO

FIGURA No. 16.

en uno de los lados del tubo U se encuentra un flotador de metal conectado por medio de una cadena y un engranaje a una pluma que contiene tinta roja, que registra la presión diferencial en un disco de papel. Para registrar la presión estática o de flujo se usa un resorte de manómetro tipo Bourdon, que registra la presión de línea con una pluma de tinta azul.

La Figura 17 muestra el principio de operación de un medidor de orificio. La Figura 18 muestra una vista semiseccionada de la parte delantera del medidor. Y la Figura 19 muestra un corte de la parte posterior.



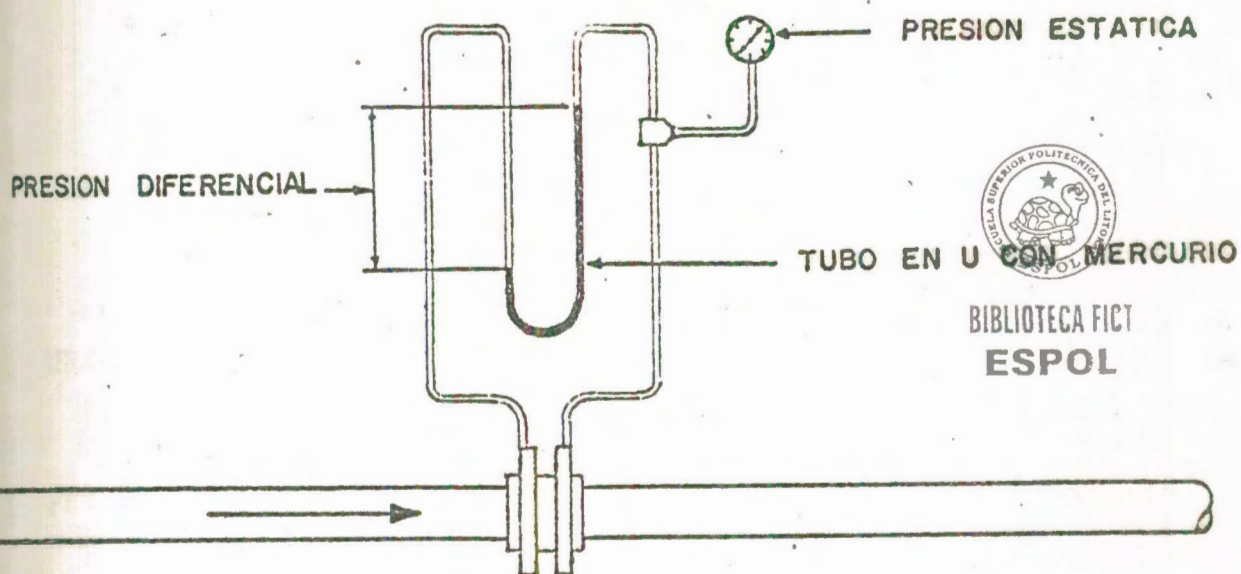
BIBLIOTECA FICT
ESPOL

2. Medidor de Orificio de Fuelles

Consiste en un disco central al cual están ligados dos fuelles metálicos llenos de un líquido que puede fluir de un fuelle a otro pasando a través de un orificio pequeño.

Cuando se aplica una presión diferencial a la unidad, los fuelles se mueven hacia el lado de menor presión aplastándose del lado de alta presión y expandiéndose del lado de baja presión, la presión diferencial que existe entre los fuelles se transmite al mismo tiempo y en forma mecánica a un mecanismo registrador.

Para facilitar el cambio del orificio se acostumbra instalar una válvula de orificio entre los dos tubos del medidor, la cual permite hacer el cambio de orificio habiendo presión y flujo de gas en la línea.

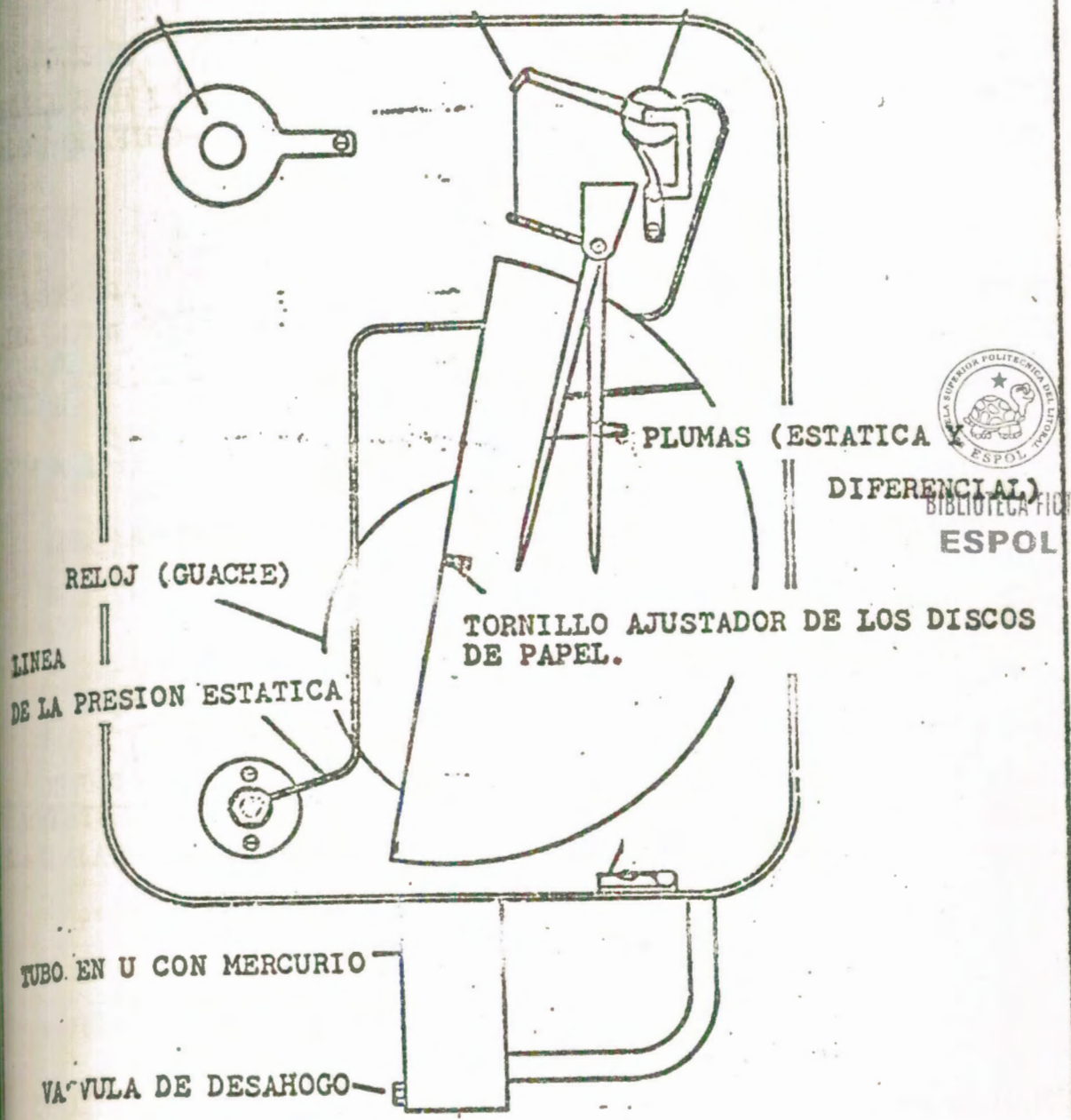


PRINCIPIO DE OPERACION DE UN MEDIDOR DE ORIFICIO

FIGURA No 17.

AJUSTADOR DE
PRESION ESTATICA

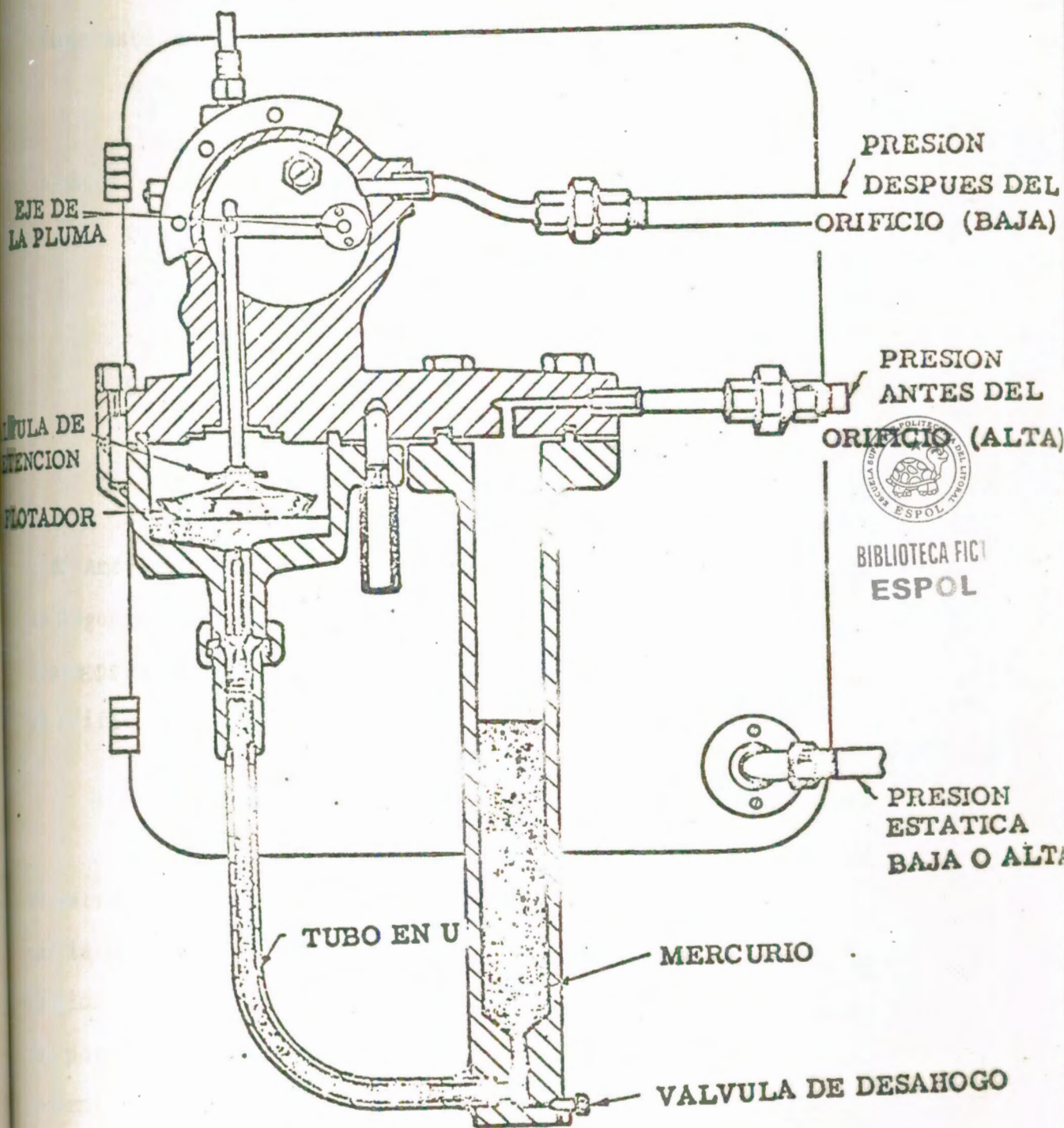
RESORTE DE LA
PRESION ESTATICA



VISTA SEMISECCIONADA DE LA PARTE DELANTERA DE UN MEDIDOR DE ORIFICIO.

Figura 18.

Referencia: Creole Petroleum Corporation
Prácticas de Producción General



VISTA EN CORTE DE LA PARTE DE ATRAS
DE UN MEDIDOR DE ORIFICIO.

Figura 19.

El cálculo del volumen de gas que pasa por el orificio está basado en la ecuación:

$$Q = C \sqrt{H_w P_f}$$

donde:

Q = Volumen de gas producido (MPC/Día)

H_w = Presión diferencial, lpca

P_f = Presión estática de la línea, lpca.

C = Constante que depende de: Tamaño del orificio, temperatura de flujo, gravedad específica etc.

Existen tablas elaboradas por la A.G.A. (Asociación Americana de Gas) y el A.S.M.E. (Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos) donde están tabuladas esta constante para diferentes condiciones de flujo y los tamaños de orificios existentes.

C. Medición del Agua y Sedimento

Se denomina así a las impurezas insolubles en el petróleo y que están en suspensión en el momento de tomar la muestra. Entre estas impurezas tenemos el agua, emulsión y lodo y arena. Esta medición se le hace a todos los pozos y la muestra es recogida en la Estación. Esta determinación se hace mediante una prueba de centrifugación y el proceso a seguir está especificado en la norma ASTM-D96 y se hace normalmente en el laboratorio.

8. SISTEMA DE TANQUES

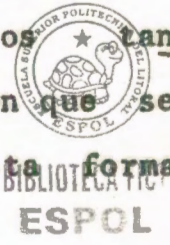
Los tanques cumplen con las siguientes funciones:

a. Proveen una capacidad de almacenamiento provisional.

b. Realizan la última etapa de separación a presión atmosférica.

c. Actúan como tanques de surgencia, de tal forma que reducen la turbulencia del fluido antes de llegar éste a las bombas, mejorando así su eficiencia.

8.1. Capacidad de Almacenamiento Aprovechable

Este es el primer papel que desempeñan los tanques en una Estación de Flujo, para el momento en que se paren las bombas debido a cualquier causa; de esta forma se evitan o reducen las pérdidas de producción. 

8.2. Separación de Petróleo y Gas en los Tanques.

Es otra función importante que cumplen los tanques ya que, realizan la última etapa de separación, la cual se lleva a cabo a presión atmosférica.

Los factores que influyen directamente en la separación de gas y petróleo en los tanques son: El tiempo de retención y la superficie del líquido. La eficiencia de la separación es directamente proporcional a cada una de estos factores. Esta última etapa de separación debe ser lo más eficiente posible, ya que la eficiencia de las bombas disminuye enormemente con la presencia de gas en el fluido a ser bombeado.

8.3. Sistema de Control

Los tanques tienen varios sistemas de control y

algunos tanques están interconectados, siendo estos:

A. Control de Presión.

La presión en el tanque se mantiene por medio de una válvula situada en la línea combinada del cabezal de alivio y del cabezal de desahogo.

B. Control de Nivel en los Tanques

El nivel del fluido en los tanques va a determinar:

a. La capacidad de almacenamiento aprovechable, y conviene que este nivel sea lo más bajo posible que la capacidad de almacenamiento sea apropiada para el tiempo estimado de las bombas.

b. El tiempo de retención del fluido en los tanques. A la altura del nivel mínimo, debe corresponder un tiempo de retención suficiente como para eliminar gran cantidad de gas del petróleo, aumentando así la eficiencia de las bombas. El control del nivel en los tanques está basada en la velocidad con que asciende y desciende el nivel y los caudales de entrada y salida de flujo de los tanques. La relación que existe entre estos términos es:

$$V = \frac{Q_e - Q_b}{S}$$

donde:

V = Velocidad de ascenso o descenso del nivel en cualquier instante.

Q_e = Caudal de entrada al sistema de tanques en cualquier instante.



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

Q_b = Caudal de fluido bombeado en cualquier instante.

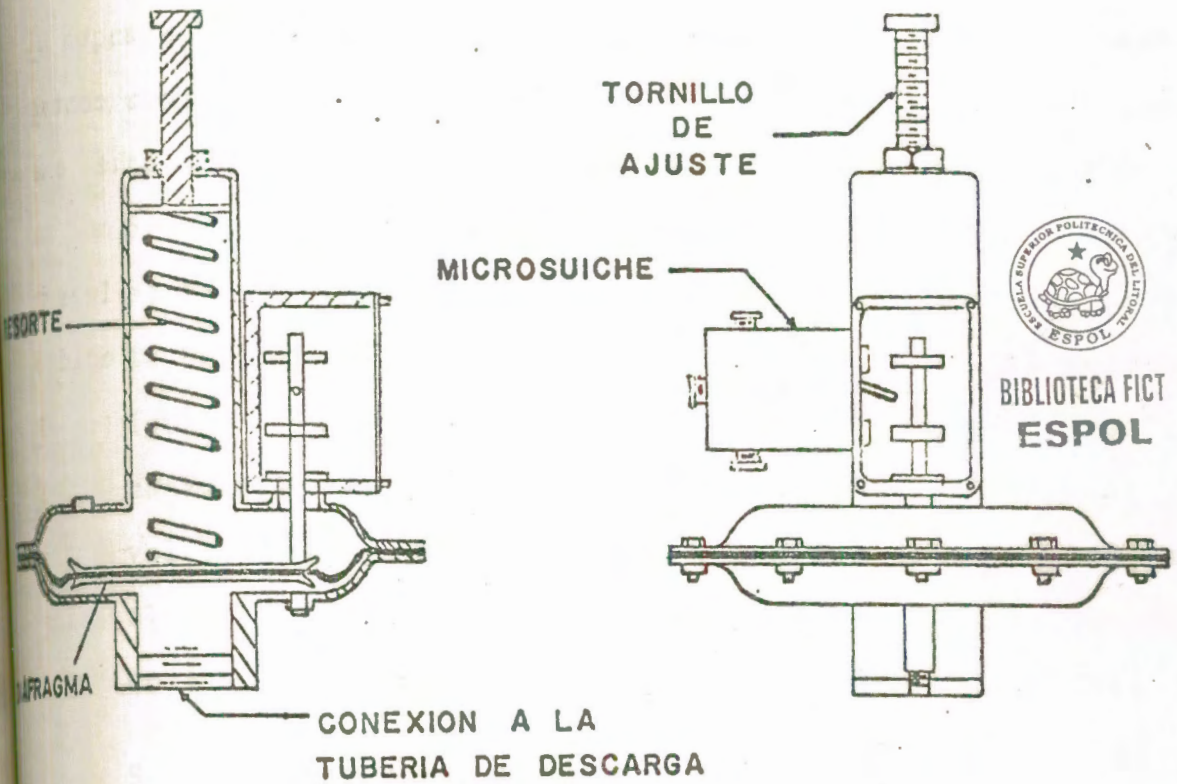
S = Area total superficial del nivel de fluido en el sistema de tanques.

Existen varios mecanismos para controlar el nivel de fluido en los tanques:

a. Valvula de Diafragma. Figura 20. Se instala en la tubería de descarga de los tanques y realiza el control del nivel de fluido del tanque prentiendo y apagando las bombas cuando el nivel alcanza una altura máxima; estas alturas son ajustables según el criterio de la empresa.

Esta válvula consta de un diafragma sobre el cual se ejerce la presión de la columna de líquido en el tanque; sobre el diafragma se encuentra un resorte que posee en su parte superior un tornillo que sirve para ajustar la válvula a una determinada presión según sea el nivel que se requiera para que las bombas comiencen a funcionar. El diafragma puede accionar mediante un pasador a un suiche que prende a las bombas cuando el nivel de petróleo en el tanque alcanza una altura determinada; cuando el nivel del tanque baja a cierto nivel disminuye la presión que se ejerce sobre el diafragma, el cual acciona al suiche apagando las bombas.

b. Control mediante un Flotador. Consiste en un tubo de vidrio o plástico adicionado en la parte inferior del tanque; el nivel de líquido en el tubo es igual al



VALVULA DE DIAFRAGMA

FIGURA No. 20.

del tanque (por la ley de vasos comunicante) y sobre él se encuentra un pequeño flotador unido a la parte superior del tubo mediante una cadena que luego pasa por una polea, y posee en su extremo libre un peso.

En la cadena existen como especie de dos pines adecuados de tal forma que, cuando el nivel del tanque alcanza una altura máxima o mínima ellos se ponen en contacto con la polea accionando de esta forma a un suiche que prende o apaga las bombas, y el nivel máximo o mínimo en el tanque se ajustan mediante la ubicación de los pines de la cadena. El nivel de los tanques sube con una velocidad igual a Q_e/S hasta llegar al nivel máximo, y una vez alcanzado este nivel se encienden las bombas, luego el nivel comienza a bajar con una velocidad de $(Q_e - Q_b)/S$ hasta alcanzar el nivel mínimo y las bombas se apagan, comenzando a subir el nivel de nuevo, repitiéndose el ciclo.

9. SISTEMA DE BOMBEO

El sistema de bombeo tiene como función principal suministrarle al fluido la energía necesaria para llegar por intermedio del oleoducto a los tanques de almacenamiento provisional, este sistema comprende a las bombas y los motores utilizados para accionarlos.

9.1. Bombas

Existen tres tipos principales de bombas:

1. Bombas Recíprocas: son las más usadas debido a sus grandes ventajas que poseen, siendo ellas:

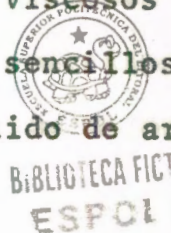
- a. Tienen mucha flexibilidad y alta capacidad
- b. Facilidad de transporte
- c. Soporta presiones relativamente altas
- d. Tanto la capacidad como la presión que pueden bombear el fluido pueden variarse fácilmente cambiando el diámetro del pistón y la camisa.
- e. Pueden bombear fluidos pesados o viscosos
- f. Su mantenimiento y operación son sencillos
- g. Son menos afectadas por el contenido de arena en el fluido.
- h. Tienen alta eficiencia mecánica

Estas bombas siempre ofrecen ciertas desven

tajas:

- a. Ocupan mucho espacio
- b. Tienen un costo inicial bastante alto al igual que sus reparaciones.

c. Causan muchas vibraciones en la línea rompiendo las conexiones, aunque esto se puede evitar construyendo una base firme y sujetando la bomba con pernos y haciendo las conexiones por medio de mangueras de goma. Estas bombas tienen por lo general dos pistones y se llaman bombas duplex de doble acción; éstas bombas son movidas generalmente por motores eléctricos de 25 a 60 HP, y están conectadas a las bombas por medio de correas V- múltiples. El motor eléctrico se prende o se apaga por medio de suiches automáticos que prenden las bombas cuando el



tanque está lleno y lo apaga cuando se vacía. Los tanques no se deben vaciar excesivamente (más abajo de la línea de succión) porque les entra aire a las bombas, causando el conocido golpeteo que perjudica el funcionamiento de las bombas. Toda instalación de una bomba recíproca debe tener un desvío con una válvula de seguridad calibrada para abrirse a una presión un poco mayor que la presión máxima de trabajo; de esta manera se evitarán accidentes personales y graves daños a la bomba y a las conexiones. Este desvío debe estar conectado a la línea de succión y es conveniente que tenga además otro desvío con una válvula manual; esta válvula debe abrirse cuando se vaya a arrancar la bomba, evitando así sobrecargarla y ayudando al mismo tiempo a sacar el aire de ella.

2. Bombas Rotativas.

Estas bombas ofrecen la facilidad del desplazamiento positivo sin requerimiento de válvulas de seguridad y una presión de descarga independiente de la velocidad, y poseen las siguientes ventajas:

- a. Pueden manejar fluidos altamente viscosos
- b. Poseen una presión de descarga bastante alta.
- c. No producen vibraciones
- d. Pueden trabajar a altas temperaturas
- e. Son muy compactas
- f. Se pueden operar a altas velocidades, variables dentro de cierto rango.

g. Pueden ser lubricadas con el mismo fluido que se está bombeando.

h. La presión de succión necesaria para operar en forma eficiente es baja.

i. Poseen una eficiencia alta y son muy económicas.

Estas bombas se dañan fácilmente por el contenido sólido del fluido que se bombea; el cual hace disminuir enormemente la eficiencia de la bomba.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

3. Bomba Centrífugas.

La descarga de estas bombas depende de la velocidad, del diseño de la bomba y de la presión requerida en la succión; no requiere de válvulas de seguridad. Con un cambio de velocidad resulta lo siguiente:

a. La descarga varía proporcionalmente con la velocidad.

b. La presión varía con el cuadrado de la velocidad.

c. La potencia varía con el cubo de la velocidad.

Las bombas centrífugas son afectadas por la viscosidad del petróleo; un aumento de la viscosidad del fluido que se bombea provoca una reducción de la eficiencia de la bomba en la presión de descarga y en la capacidad a viscosidades altas y moderadas. La presión de succión requerida por las bombas centrífugas es generalmente

alta para prevenir la formación de cavidades debido a las altas presiones de vapor de los líquidos, y depende de:

- a. La tasa de flujo
- b. La velocidad de la bomba
- c. Area de las aletas impulsoras
- d. Tipo de petróleo a bombear

Un cambio en el diámetro de las aletas impulsoras a las mismas revoluciones por minuto del motor, origina:



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

- a. La descarga varía directamente con el diámetro del impulsor.
- b. La presión varía con el cuadrado del diámetro del impulsor.

El cálculo de la potencia necesaria de una bomba se lleva a cabo generalmente en dos partes:

1. Cálculo de la potencia neta (HP hidráulica):

Que es la potencia necesaria para que una capacidad dada adquiera la presión de descarga requerida, sin tomar en cuenta las pérdidas:

$$HP \text{ (hidráulica)} = 0.0004083 PQ$$

donde:

P = Presión de descarga, lpcm

Q = Tasa máxima de bombeo, barriles/hora

2. Cálculo de la potencia total requerida (Po)

tencia al freno):

La cual se realiza tomando en cuenta las pérdidas debido a los diversos factores según el tipo de bombas, y cuyas especificaciones se consiguen en los catálogos de los diferentes tipos de bombas.

9.2 Factores que influyen en la eficiencia volumétrica de las bombas:

1. La Viscosidad del Fluido.

Al aumentar la viscosidad del fluido que se va a bombear disminuye la eficiencia de la bomba, este problema se presenta en los crudos pesados, la influencia de la viscosidad se puede observar en el gráfico correspondiente a la Figura 21.



BIBLIOTECA FIC

correspon

2. El Nivel de Fluido en los Tanques.

A medida que disminuye el nivel de petróleo en los tanques disminuye la eficiencia volumétrica de las bombas, esto se puede observar en el gráfico de la Figura 22.

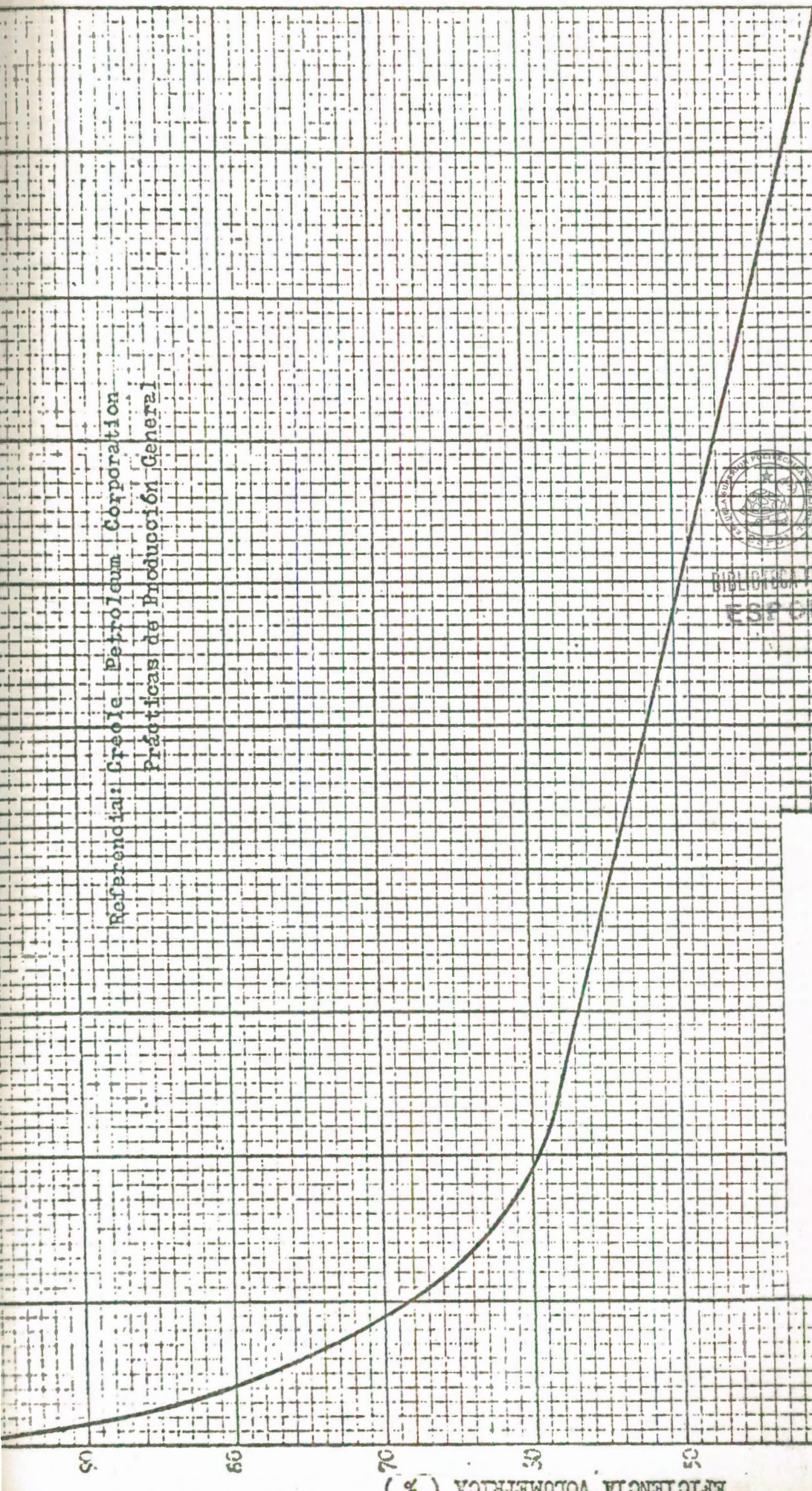
3. La Presión de Descarga.

Cuando por cualquier emergencia se tiene que aumentar la presión de descarga de la bomba durante un corto período de tiempo, baja la eficiencia volumétrica de las bombas; así, si la presión de descarga aumenta la eficiencia de las bombas baja.

4. Contenido de Gas en el Crudo.

Cuando el contenido de gas es grande, disminuye

Referencia: Creole Petroleum Corporation
Prácticas de Producción General



EFICIENCIA VOLUMETRICA VS. VISCOSIDAD

FIGURA 21.

Referencia: Creola Petroleum Corporation
Prácticas de Producción General

EFICIENCIA VOLUMETRICA (%)

10
20
30
40
50
60



SECRETARÍA DE EDUCACIÓN PÚBLICA

EFICIENCIA VOLUMETRICA VS. PIES DE FLUIDO

FIGURA 22.

la eficiencia volumétrica de las bombas, debido al efecto que produce la compresión de ese gas en las cámaras de las bombas y el efecto sobre la viscosidad del petróleo que se está bombeando.

Existen métodos para evitar o reducir el contenido de gas en el fluido que se va a bombear y son:

a. Instalar tubería de gran diámetro inmediatamente antes de la línea de succión de las bombas, el cual permite acumular el gas libre en la parte superior de la tubería; este gas se pasa al venteo.

b. Colocar pequeños recipientes a presión en la línea de succión de las bombas; el nivel entre líquido y gas puede ser mantenido en el recipiente mediante una válvula accionada por un flotador, el cual ventea el gas acumulado en la cámara.

c. Cuando el crudo posee grandes cantidades de espuma, se recomienda la inyección de química para eliminarla; uno de los químicos más usados es el silicone, el cual se inyecta al crudo en diferentes puntos de la Estación, aunque con más frecuencia en el múltiple. La espuma baja la eficiencia de las bombas.

9.3. Motores.

Los motores son utilizados para accionar las bombas y su selección va a depender del tipo de energía disponible.

Existen tres tipos principales de motores; siendo estos: Motores de gas a presión, de combustión interna y eléctricos. Los primeros tipos de motores se usan poco debido a las desventajas que poseen con respecto a los motores eléctricos, y son:

- a. Presentan peligro de explosión.
- b. Ocupan mucho espacio, son pesados y ruidosos
- c. Requieren mantenimiento técnico con mucha frecuencia.

~~cuencia.~~

~~d. Requieren un sistema de enfriamiento y lubricación.~~



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

Las ventajas que presentan los motores eléctricos

son:

- a. Compactos y ocupan poco espacio
- b. No presentan el problema de lubricación y enfriamiento.
- c. Pueden ser fabricados a prueba de explosión
- d. Resultan muy económicos.

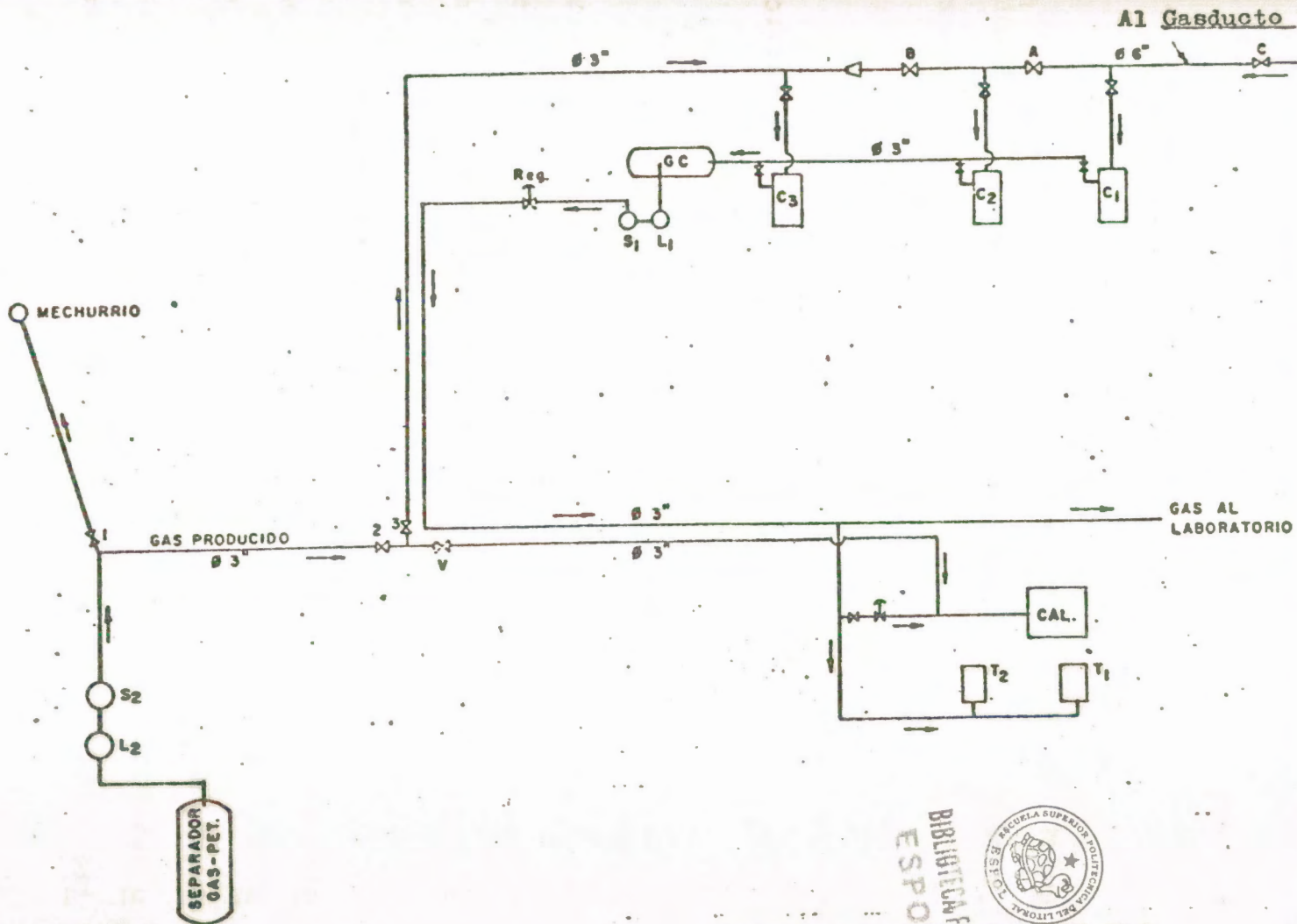
10. LINEAS DE GAS. Figura 23

Se ha denominado líneas de gas a todo el sistema que transportan el gas una vez liberado del petróleo en los separadores hasta que sale de la Estación.

En las Estaciones de Flujo una vez que el gas sale, puede seguir dos vías: Una principal y otra accesoria.

A. La Vía Principal.

Que transporta casi el 100% del gas liberado ,



REDES DE DISTRIBUCION DE GAS
 Figura 23.



va a las plantas de conservación de gas, donde el gas es comprimido a altas presiones para ser utilizado en:

1. Proceso de reinyección de gas
2. Proceso de levantamiento artificial por gas

lift.

3. Como combustible de la misma planta

4. Una parte se envía a la planta de gas licua

do, donde se extraen productos comerciales como: Butano, propano, gasolina, etc.

5. Uso doméstico

6. Una parte se pierde en los procesos de mer

ma y absorción.



BIBLIOTECA FIC.
ESPOL

B. La Vía Accesoría.

Que puede seguir el gas una vez que sale de la Estación es ir al venteo, el cual es usado con poca frecuencia como en el caso de que se dañen los compresores de la planta o que el gas provenga de la segunda etapa de separación, cuando existe separación de tres etapas.

En el venteo, el gas es arrojado a la atmósfera y es colocado a una distancia prudencial de la Estación y a una altura que permita una difusión rápida de estos gases en la atmósfera, de manera que no constituyan una fuente de peligro por ser altamente combustibles, tóxico y asfixiantes.

11. EQUIPO AUXILIAR DE UNA ESTACION DE FLUJO

Los equipos auxiliares que generalmente poseen

las Estaciones de Flujo varían de acuerdo con el criterio de cada empresa, con el diseño del equipo básico de la Estación y con las mismas necesidades que en ella se presentan y estos equipos son:

1. Sumideros:

Son recipientes de forma cilíndricas, como especie de tanques alargados y de aproximadamente 3 pies de diámetro y 30 pies de largo; el borde superior del sumidero se encuentra sobre la plataforma de la Estación y su parte inferior es hueca y está introducida en las aguas del lago. La función de los sumideros es facilitar la limpieza de los tanques, ya que cuando, se hace circular agua por la tubería interior de los tanques se originan chorros que hacen drenar la arena contenida en el tanque y junto con el residuo de petróleo pasan al sumidero donde la arena va al fondo del lago, el agua queda en la parte inferior del sumidero por su mayor densidad y el petróleo queda en la parte superior, donde una vez que se asienta, se hace pasar de nuevo al tanque; esta limpieza se realiza periódicamente.

La tubería que sale del tanque y va al sumidero es inclinada para facilitar el drenaje de arena y a veces a la parte media de esa tubería llega otra que conduce agua a presión, que facilite más aún el drenaje de la arena

2. Bombas de Agua:

El sistema de bombeo de agua, se utiliza para

una gran variedad de casos como: Sistema de limpieza, incendios, sistema de enfriamiento de motores, etc.

3. Sistema de Pararrayos:

Su función es atraer los rayos que podrían caer sobre la Estación cuando ocurren fuertes lluvias, los cuales podrían originar incendio de gran magnitud. Estos pararrayos se colocan en forma simétrica en el borde de la Estación y uno se coloca en el centro de la plataforma.

En las chimeneas de los tanques también se coloca especies de toroides o sombreretes en los bordes muy finos, redondeados y encorvados hacia la parte interior del sombrero, evitando así la posible atracción de rayos.

4. Sistema de Extinción de Incendios:

Pueden ser muy variados, bien sea manuales o automáticos, y se colocan generalmente en el techo de los tanques conjuntamente con válvulas de seguridad. Este sistema apagafuego arranca automáticamente por medio de dispositivos detectores de fuego ubicados en varios puntos de la Estación; también puede ser arrancados manualmente en cualquier punto de la Estación.

5. Inyección de Química:

Esto consiste en unos tanques que pueden contener agua dulce, combustible, lubricantes, química anti-espumante o química para el tratamiento de emulsiones.

6. Facilidades Eléctricas:

El sistema eléctrico está formado por:

- a. Generadores e Impulsores.
- b. Transformadores
- c. Rectificadores
- d. Tablero de control de los generadores
- e. Panel de arrancadores
- f. Interruptores de circuito de los generadores
- g. Arrancadores de combinación
- i. Interruptores de Circuito de alimentación
- j. Alumbrado
- k. Luces indicadores de obstáculos (Navegación)
- l. Motores primarios
- m. Tablero de control local de los motores
- n. Suministro de energía para los instrumentos



BIBLIOTECA
ESPOL

7. Calentadores:

El crudo producido por los pozos es recibido a una cierta temperatura, luego su temperatura es elevada, con el objeto de que fluya con más habilidad, es decir disminuir la viscosidad, esto se hace generalmente en los crudos denominados como pesados. Puede ser pre y pos calentadores.

8. Deshidratadores:

En esta fase el crudo es recibido a una determinada temperatura y a un porcentaje de agua, es enfriado un poco y a una determinada presión, eliminando un poco el contenido de agua, saliendo el crudo a una temperatura menor. Esta fase se efectúa en las vasijas de deshidratación eléctrica.

9. Enfriadores:

Estos son unos intercambiadores de calor que se utilizan para llevar el flujo a una temperatura menor, se utiliza mucho los enfriadores de gas.

10. Grúas:

Estas grúas están diseñadas para levantar o cargar material que se debe transportar o cambiar de lugar y el diseño de carga, se hace a una determinada velocidad de pies por minuto, estas grúas pueden ser eléctricas o de pluma.



11. Calderas

Se utilizan para suplir el vapor de calentamiento a los tanques, cada uno de los tanques lleva en su interior un sistema de serpentinas con el fin de poder circular por allí el vapor caliente producido por las calderas para mantener al petróleo caliente durante los procesos de llenado, reposo y bombeo.

BIBLIOTECA FICT
ESPOL

En la teoría del diseño de las Estaciones de Flujo se desarrollará desde el punto de vista de Ingeniería de Petróleo.

12. CRITERIO PARA EL DISEÑO DE UNA ESTACION DE FLUJO

Entre los criterios a seguir para el diseño tenemos:

1. La Estación debe ser de costo óptimo por barril de capacidad, incluyendo el costo de inversión, operación y mantenimiento.

2. La Estación debe operar eficientemente a la capacidad de diseño.

3. La Estación debe ser segura, con un mínimo de riesgo o peligro de incendio, el cual podría causar grandes pérdidas económicas, de tiempo y hasta pérdidas de vidas.

4. La Estación deberá requerir el mínimo de conocimientos técnicos y un mínimo de operadores para su mantenimiento y operación.

5. La Estación deberá operar automáticamente el proceso continuo de la producción en las 24 horas.

6. El diseño de la Estación debe ser hecho con suficiente elasticidad, previendo posibles modificaciones tendientes a aumentar su capacidad, con el aumento de nuevos pozos.



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

13. DATOS REQUERIDOS PARA EL DISEÑO DE UNA ESTACION DE FLUJO.

1. Ubicación de la Estación
2. Capacidad máxima requerida
3. Número de pozos que han de llegar a ella
4. Número de etapas de separación y sus presiones
5. Contrapresión máxima permisible en los cabezotes de los pozos.
6. Relación gas-petróleo promedia de cada etapa.
7. Tiempo mínimo de almacenamiento, para el caso de que se paren las bombas.
8. Presión de diseño del oleoducto correspondiente a la capacidad máxima.
9. Viscosidad, gravedad, temperatura del petróleo, tipo de crudo o segregación en el cual se encuentra clasificado.
10. Viscosidad y gravedad del gas a la presión de cada etapa.



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

14. CRITERIO PARA UBICAR LA ESTACION DE FLUJO

Para ubicar la Estación en una determinada área se necesita la opinión de varios ingenieros expertos y con conocimientos de la necesidad de la nueva Estación. Para ubicar una Estación es necesario hacer una series de estimaciones, a saber:

1. Serio análisis de costo en lo que se refiere a líneas de flujo
2. Estimación del número de pozos que se perforarán en esa área.
3. Estimación de la cantidad de petróleo existente en el yacimiento.
4. Estimación del tiempo útil durante el cual la obra prestará beneficios.
5. Estimación sobre el tipo de energía del yacimiento en el futuro, y tomar en cuenta el avance de la capa de gas o de agua con el objeto de ubicar la Estación en el centro del área que proveerá mayores beneficios.
6. Estimación de la cercanía de la Estación del sitio de almacenamiento en tierra y de las fuentes de energía para la Estación.
7. Datos de carácter técnico, obtenidos de las muestras del crudo de cada pozo que se realizan en el laboratorio.

15. DISEÑO DEL SISTEMA DE DISTRIBUCION

Este diseño comprende:

- a. Selección del tipo de múltiple
- b. Selección de las válvulas
- c. Selección de la red de tuberías de líquido y gas, recubiertas con aislamientos para la conducción del

petróleo de una unidad a otra dentro de la Estación.

Para la selección de un determinado tipo de válvula se debe tener en cuenta:

1. Función que desempeñará la válvula
2. Tipo de fluido: Líquido o gas o combinaciones de ellos, al igual que el contenido de sólidos.
3. Tipo de flujo: Laminar o turbulento.

Una vez seleccionada la válvula debe cumplir los requisitos siguientes:

1. Prestar el mejor servicio
2. Tener mayor duración
3. Tener mayor seguridad
4. Tener menor necesidad de mantenimiento.
5. Que sea la más económica



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

16. DISEÑO DE LOS SEPARADORES

Para diseñar el separador requerido en la Estación de Flujo se analizarán los siguientes puntos:

1. Capacidad líquida de los separadores.

La capacidad de petróleo de un separador está basada en la relación entre el volumen normal de petróleo y el tiempo de retención en el separador, el cual es usualmente de un minuto; donde esta relación es:

$$Q = \frac{V}{t} \left(\frac{\text{pies}^3}{\text{minuto}} \right) \quad (1)$$

$$1 \text{ pies}^3/\text{min.} = 257 \text{ V/t (barriles/día)}$$

El cálculo o estimación de la capacidad líquida se toma como la mitad de la capacidad actual, para permitir el manejo normal de flujo, así la ecuación será:

$$Q_r = \frac{128 V}{t} \text{ (barriles/día)} \quad (2)$$

El volumen de petróleo en un separador vertical es:

$$V = 0.785 d^2 h \quad (3)$$

donde:

d = Diámetro interno del separador, pies

h = Altura de la columna de petróleo, pies, sobre el fondo de la salida del petróleo. La siguiente tabla muestra los valores de h.



Tamaño de la herradura pies	h pies
5	2.5
10	3.25
15	4.25

Sustituyendo la ecuación 3 en la 2 resulta la fórmula para el cálculo de la capacidad líquida en los separadores verticales:

$$Q_r = 100.5 \frac{d^2 h}{t} \quad (4)$$

El volumen de petróleo en los separadores hori

zontales es:

$$V = \frac{0.785 d^2 L}{2} \quad (5)$$

y esta fórmula 5 sustituida en la 2 resulta la fórmula para el cálculo de la capacidad líquida en los separadores horizontales monocilíndricos:

$$Q_r = 50.24 \frac{d^2 L}{t} \quad (6)$$

y para los separadores horizontales bicilíndricos resulta, que el volumen de petróleo es:

$$V = 0.785 d^2 L$$

que sustituida en la 2 resulta la fórmula para el cálculo de la capacidad líquida de los separadores horizontales bicilíndricos:

$$Q_r = 100.5 \frac{d^2 L}{t} \quad (8)$$

El volumen de petróleo en un separador esférico, el cual es tomado como la mitad de su volumen total es:

$$V = \frac{4 \pi r^3}{6} \sqrt{\frac{d}{2}} \quad (9)$$

Este volumen es incrementado por el factor $\sqrt{\frac{d}{2}}$, debido a que el separador esférico por su misma forma, posee gran capacidad de surgencia, sustituyendo la

ecuación 9 en la 2 resulta la fórmula para el cálculo de la capacidad líquida de un separador esférico:

$$Q_r = 33.51 \frac{d^3}{t} \sqrt{\frac{d}{t}} \quad (10)$$

2. Capacidad de Gas de los Separadores

La capacidad al gas de los separadores es relativa a la velocidad de entrada. La velocidad de ascenso de la corriente de gas que es requerida para la suspensión de una partícula está determinada por la resistencia de la partícula del gas al movimiento y la fuerza de gravedad que actúa sobre ella.

Despreciando la viscosidad del gas, y tomando en cuenta las consideraciones anteriores y los factores que intervienen en la capacidad de los separadores al gas resulta:

$$Q_{sc} = \frac{67824CD^2}{Z} \frac{P}{P_{sc}} \frac{T_{sc} + 460}{T + 460} \left[\frac{\rho_o - \rho_g}{\rho_g} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (11)$$

donde:

Q_{sc} = Tasa de flujo de gas, (PCN/Día).

C = Coeficiente de separación e igual a $\sqrt{\frac{2gd}{3K}}$

D = Diámetro interno del separador, pies

P = Presión de operación del separador, lpca

P_{sc} = Presión atmosférica, lpca

Z = Factor de compresibilidad del gas

T = Temperatura de operación ($^{\circ}R$)

T_{sc} = Temperatura en condiciones normales ($520^{\circ}R$)

ρ_o = Densidad del petróleo bajo las condiciones del separador, (lb/pies³).

ρ_g = Densidad del gas bajo las condiciones del separador (lb/pies³).

Algunos fabricantes especifican el tamaño del separador por el diámetro externo, luego hay que corregir tomando en cuenta el espesor de las paredes del separador. En la ecuación 11, Q_{sc} es proporcional al D^2 para una corriente del pozo dada, luego:

$$Q_1 = Q_2 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^2 \quad (12)$$

donde:

Q_1 = Capacidad deseada para un separador cuyo diámetro interno es D_1 .

Q_2 = Capacidad conocida de un separador cuyo diámetro interno es D_2 .

Las ecuaciones de la 1 a la 11 pueden ser arregladas de tal forma que den soluciones para calcular el diámetro del separador o extractor de niebla requerida para varias condiciones de operación.

La densidad del gas en lb/pies³ a las condiciones de operación basada en la gravedad del gas, está dada por:

$$\rho_g = \frac{\rho_{asc} T_{sc} P_p}{ZTP_{sc}} \quad (13)$$

donde:

γ = Gravedad del gas (para el aire)
 ρ_{asc} = Densidad del aire en condiciones normales

Sustituyendo el valor de $\rho_{asc} = 0.0764$ lb/pies³ en la ecuación 12, además de los valores constantes queda:

$$\rho_g = \frac{2.70 P \gamma}{ZT} \quad (14)$$

La velocidad, en pies/seg, permisible será:

$$V_a = C \left[\frac{\rho_o - \rho_g}{\rho_g} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (15)$$



El volumen de gas a condiciones de operación será:

$$Q_g = \frac{0.3273 ZTQ_{sc}}{P} \text{ (pies}^3\text{/seg)} \quad (16)$$

donde:

Q_{sc} viene dado en MMPCN/Día a 14.7 lpca y 60°F.

El área del separador o extractor de niebla viene dado en pies² por la ecuación:

$$A_s = \frac{Q_g}{V_a} \quad (17)$$

y el diámetro D_s en pulgadas por la ecuación:

$$D_s = 13.53 \sqrt{A_s} \quad (18)$$

La capacidad de gas de un separador esférico está basada en la capacidad del extractor de niebla y la ecuación empírica para calcular el diámetro del extractor está dada por:

$$D = 9.93 \sqrt{\frac{Q_{gsc}}{C}} \sqrt[4]{\frac{TZ\gamma}{P\rho_0}} \quad (19)$$

donde:

Q_{gsc} = Tasa de flujo de gas, MMPCN/Día

C = Velocidad permisible y es constante

(0.34 para extractores de malla de alambre).

T = Temperatura de operación ($^{\circ}R$)

γ = Gravedad del gas

Z = Factor de compresibilidad

P = Presión de operación, lpca

ρ_0 = Densidad del líquido a condiciones de operación, lb/pies³.

Para separadores verticales sin extractor de niebla, la velocidad permisible C es 0.117 y con extractor de niebla es 0.167; para separadores horizontales con extractor C es 0.382.

En cálculos de capacidades de gas de los separadores horizontales monocilíndricos, el área seccional de la porción del recipiente ocupado por el líquido se resta del área total, para hallar un diámetro equivalente. Cuando este diámetro equivalente es usado, la capacidad de gas del separador es obtenida multiplicando el valor



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

obtenido Q_{sc} por el factor $(L/10)^{0.56}$, donde L es la longitud de la armadura en pies.

En separadores verticales, la distancia desde la entrada del petróleo al fondo del extractor de niebla será al final, el diámetro mínimo, y la distancia desde la entrada del petróleo al nivel normal de líquido será como mínimo 24 pulgadas.

Estos requerimientos no pueden ser satisfechos por los separadores de 5 y 7.5 pies, y se les aplica un factor de corrección de 0.80 para la capacidad de gas de estos separadores.

Estas especificaciones cubren el mínimo de requerimientos para el diseño y fabricación dadas por el API Std. 12J.

3. Factores que depende de la Presión de Operación de los Separadores.

a. El costo del tendido de las líneas de flujo desde cada pozo a la Estación, al igual que la ubicación de la Estación depende de la presión de operación de los separadores.

b. De la misma presión óptima de separación va a depender el consumo de energía de la Estación; si la presión es alta, el gas liberado en el separador va a poseer suficiente energía para llegar a la planta de conservación de gas, pero queda mayor cantidad de petróleo en el

gas; si la presión es baja, el gas tendrá menos energía , pero se obtienen mayor recuperación de petróleo en el separador.

c. La presión de operación de los separadores, donde se realiza la primera etapa de separación, va a regular la producción misma de los pozos de la siguiente forma: Si la presión de operación es alta, hay menos caída de presión entre el separador y el cabezal del pozo y por lo tanto el pozo fluye con menos facilidad, y si por lo contrario la presión de operación es baja hay mayor caída de presión y el pozo fluye con mayor facilidad y podría aumentar la producción de cada pozo individual.

d. La presión de operación de los separadores, también regula la producción de gas, ya que si la presión es alta se libera menor cantidad de gas a mayor presión y si es baja se libera mayor cantidad de gas, pero a menor presión.

e. Si la presión de operación de los separadores es alta, aumenta el costo del equipo ya que se necesita un separador con paredes de mayor espesor y válvulas de seguridad de mayor costo para resistir mayores presiones.

4. La tabla siguiente muestra algunos datos sobre separadores:

Diám. Separador (pulg.)	Tamaño de la válvula de entrada (pulg.).	Capacidad (b/d)
22	2	600
30	4	1850
36	4	2760
48	4	5500
60	6	8600

BIBLIOTECA FI
ESPOL

17. DISEÑO DE LOS TANQUES

El diseño de los tanques va a depender de la presión óptima de operación de los separadores y del sistema de bombas que va a ser usado.

La presión óptima de operación de los separadores debe ser suficiente para impulsar el petróleo que sale de ellos hasta los tanques, cuando la separación se realiza sólo en dos etapas, la experiencia ha demostrado que no existen suficientes pérdidas de carga entre el separador y el tanque como para impedir que el petróleo llegue a este último, pero cuando la separación es en más de dos etapas hay que tener mucho cuidado con estas pérdidas y hay que hacer todo lo posible por hacerlas mínimas porque generalmente la presión de operación del separador de segunda etapa es siempre pequeña oscilando corrientemente entre 15 lpca y 25 lpca.

En caso de existir más de dos etapas y no se hagan mínimas las pérdidas de presión entre el separador y el tanque, el petróleo al salir del separador no tendrá suficiente energía como para llegar al tanque y habría ne

le energía al petróleo y esto resultaría poco recomendable por complicar el funcionamiento, operación y mantenimiento de la Estación y tampoco desde el punto de vista económico.

Generalmente la mayor pérdida de presión que existe en la trayectoria de los separadores al tanque es la altura que tiene que vencer el petróleo para llegar a la parte superior del tanque, que siempre oscila entre 20 y 24 pies.

Quando existen más de dos etapas en la separación hay que calcular las pérdidas de presión entre el separador y el tanque, agregandole de 3 a 5 $\frac{1}{2}$ pica como factor de seguridad para seleccionar la presión de operación óptima de la segunda etapa.

La capacidad total del sistema de tanques va a depender de la capacidad de la Estación y del criterio de cada empresa, ya que no existe uniformidad en la selección del tiempo mínimo de almacenamiento.

Existen algunos métodos para obtener la máxima capacidad de almacenamiento aprovechable, tales como la utilización de bombas que necesiten poca presión de succión cuando el fluido así lo permite, colocando los tanques a una altura superior a las bombas, etc.

La capacidad de almacenamiento aprovechable se calcula tomando como tiempo mínimo de almacenamiento 3

horas suponiendo que se detengan todas las bombas por cualquier circunstancia, este tiempo estimado depende del tiempo máximo que podría durar una paralización de la corriente eléctrica que llega a la Estación, ya que por lo regular cualquier falla es arreglada en un tiempo generalmente menor.

Durante el funcionamiento normal del sistema de tanques, se trata que el nivel máximo de petróleo no sobrepase los $\frac{2}{3}$ de la altura del tanque y como nivel mínimo $\frac{1}{3}$ de su altura., llevándose a cabo para esta amplitud la calibración de los instrumentos que controlan la descarga de petróleo de los tanques; esto es el caso de que todos los tanques se encuentren intercomunicados, ya que cuando no lo estan, generalmente el recorrido que realiza el petróleo en los tanques no es regido por las normas explicadas anteriormente.

Los tanques pueden ser de fondo cónico o plano , cuando el petróleo trae consigo grandes cantidades de arena o cuando se quiere proteger a las bombas de ella, se usan tanques de fondo cónico, en los cuales la arena que contiene el petróleo se acumula facilmente en el cono de la parte inferior del tanque facilitando su eliminación; cuando el contenido de arena es grande, se coloca tambien la salida de la tubería de descarga a una altura adecuada para evitar que la arena llegue a las bombas; otro método utilizado para proteger a las bombas del contenido de arena del petróleo, es hacer pasar todo el fluido provenien

te de los separadores a un solo tanque de fondo cónico que está conectado a otro tanque mediante una tubería situada a una altura de 8 a 15 pies, evitándose así que el contenido de arena del petróleo en este segundo tanque sea alto; en este caso la descarga del petróleo se realiza desde el segundo tanque y se logra que la arena quede asentada en el tanque de fondo cónico.

BIBLIOTECA
 ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE LA TIERRA
 1968
 GUAYAQUIL
 FACULTAD DE ING.
 EN CIENCIAS DE LA TIERRA

También se tiene como norma tratar de mantener el nivel de los tanques a una altura constante, para que la cantidad de petróleo que entre al sistema de tanques sea igual a la capacidad de bombeo de las bombas.

BIBLIOTECA FICT
 ESPOL

Al seleccionar el número de tanques y su capacidad se debe tener muy en cuenta el espacio que van a ocupar, debido al alto costo de la plataforma.

17.1. PASOS A SEGUIR EN EL DISEÑO DE TANQUES

A. Criterio para Seleccionar el Nivel de Fluido en los Tanques.

a. Evitar el paro y arranque excesivo de las bombas, ya que tiende a desgastarlas demasiado rápido.

b. Seleccionar una amplitud entre el nivel máximo y mínimo tomando en cuenta el primer punto y además dejar el espacio suficiente en los tanques para cumplir con el requerimiento de la empresa referente al tiempo mínimo de almacenamiento, en caso de que se paren las bombas.

c. Los controles de niveles de los tanques de
ben ser sencillos.

B. Determinación de la Altura Mínima de Nivel.

Todas las bombas requieren una presión de suc
ción mínima para trabajar eficientemente; esta presión es
determinada experimentalmente por el fabricante y hay
que tomarla en cuenta en el momento de diseñar el sistema
de tanques; las formas como se puede suministrar la pre
sión de succión mínima a las bombas son.



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

a. Por medio de la altura de nivel en los tan
ques.

b. Colocando a los tanques en un plano horizon
tal de mayor altura que el de las bombas.

c. Utilizando bombas reforzadas pequeñas entre
los tanques y el sistema de bombas

d. Manteniendo el petróleo de los tanques a u
na presión mayor que la atmosférica.

e. Por combinación de los métodos anteriores.

Cualquier que sea la forma más conveniente, que
se vaya a utilizar, para suministrar la presión de suc
ción más eficiente a las bombas, la altura mínima del ni
vel en los tanques se puede determinar aplicando la ecua
ción de Bernoulli entre la bomba y el tanque.

Existe una altura de nivel óptima en los tan

ques, para la cual se logra el tiempo de retención deseado, si la altura de nivel mínimo en el tanque calculada por la ecuación de Bernoulli, es mucho menor que la altura óptima, entonces el tiempo de retención del petróleo en el tanque será muy pequeño, y habrá que aumentar la altura mínima de nivel en el tanque, o aplicar cualquier otro método, como lo es, destinar un tanque como receptor común de todo el fluido y pasarlo luego a otro tanque, de donde saldrá la tubería de succión de las bombas; utilizando este último método no es necesario modificar la altura mínima del nivel.

C. Capacidad total requerida por el Sistema de Tanques.

El volumen total requerido por el sistema de tanque puede ser calculado por la siguiente fórmula:

$$V_t = H_t S \quad (20)$$

$$V_t = (h_m + A + h) S + q'T \quad (21)$$

donde:

V_t = Volumen total del sistema de tanques, pies³.

H_t = Altura total de los tanques asumiendo que poseen la misma altura, pies.

S = Area Superficial total del nivel en el sistema de tanques, pies².

h_m = Altura mínima requerida del nivel en los tanques, pies.

A = Amplitud total de los controles de nivel, pies.

h = Altura del espacio no utilizado; si C es la altura en que se cierran todos los pozos automáticamente, pies.

q' = Tasa de entrada máxima de fluido a la Estación, pies³/minuto.

T = Tiempo de almacenamiento aprovechable, requerido por la empresa, para el caso de que se apaguen accidentalmente las bombas, minutos.



ESPOL

En el caso de que los pozos sean cerrados por un operador en forma secuencial o automáticamente cuando el nivel llegue a la altura C (Figura 24) y la ecuación viene dada en la siguiente forma:

$$V_t = (h_m + A)S + q' (T + t_c) \quad (22)$$

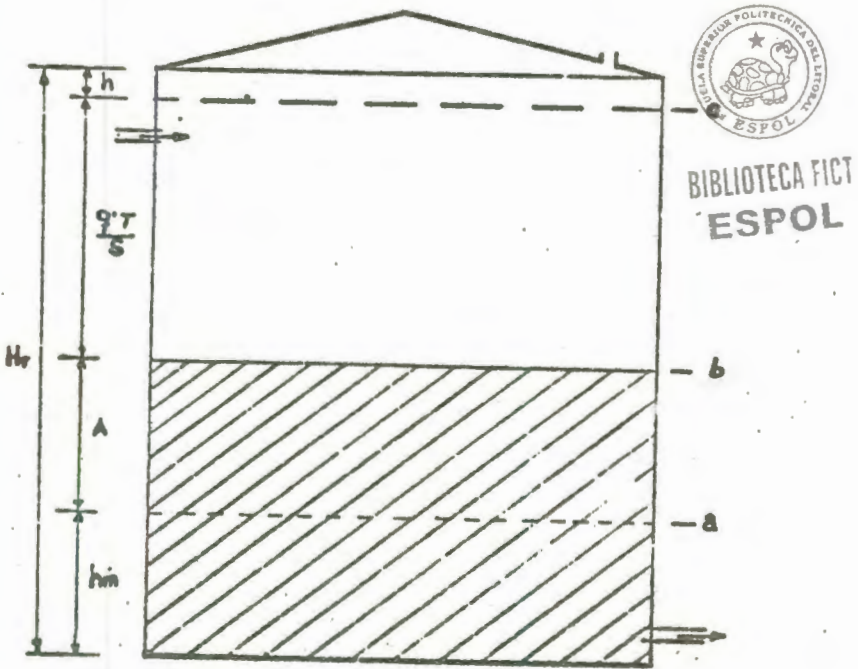
donde t_c es el tiempo promedio efectivo en cerrar todos los pozos, a partir del instante en que el nivel en el tanque alcanza la altura C, y se calcula de la fórmula:

$$t_c = \frac{\sum_{i=1}^n t_i q_i}{\sum_{i=1}^n q_i} \quad (23)$$

donde:

q_i = Tasa de producción de cada pozo, pies³/minuto.

t_i = Tiempo que toma cerrar cada pozo de tasa q_i a partir del momento en que el nivel llega a la altura



CAPACIDAD DE LOS TANQUES

Figura 24.

C, minutos.

D. Fórmula que se utiliza para el Cálculo de las Pérdidas de Cargas.

Las pérdidas de cargas que con más frecuencia ocurren entre los tanques y las bombas son:

a. Pérdida por salida de tanques a tubería, tipo conexión al ras:

$$h_1 = 0.5 \frac{V^2}{2g}$$



BIBLIOTECA FIS (24)
ESPOL

b. Pérdida por válvula de compuerta abierta:

$$h_1 = 0.25 \frac{V^2}{2g} \quad (25)$$

c. Pérdida por fricción:

$$h_1 = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2g} \quad (26)$$

d. Pérdida por codo de 90°:

$$h_1 = 0.60 \frac{V^2}{2g} \quad (27)$$

e. Pérdida por codo de 45°:

$$h_1 = 0.40 \frac{V^2}{2g} \quad (28)$$

f. Pérdida por ensanche brusco de la tubería:

$$h_1 = \frac{(V_1 - V_2)^2}{2g} \quad (29)$$

g. Pérdida por contracción brusca de la tube

ría:

$$h_1 = K \frac{V_2^2}{2g} \quad (30)$$

donde $K = 0.37$ para $D_1/D_2 = 2$.

La fórmula utilizada para el cálculo de la ve
locidad del fluido en una tubería es:

$$V = \frac{Q}{A} \quad (31)$$

Las pérdidas de cargas totales entre los tan
ques y las bombas será la sumatoria de todas las pérdidas
existentes.

Los términos que intervienen en las ecuaciones
24 a 31 son los siguientes:

V_1 = Velocidad del fluido en el punto 1, situado
do antes de lo que ocasiona la pérdida, pies/seg.

V_2 = Velocidad del fluido en el punto 2, situado
do después de lo que ocasiona la pérdida, pies/seg.

V = Velocidad del fluido en la tubería, pies/
segundos.

g = Aceleración de la gravedad, 32.2 pies/seg.

L = Longitud de la tubería, pies



BIBLIOTECA FI.
ESPOL

D = Diámetro de la tubería, pies
 Q = Tasa de flujo que pasa por la tubería,
 pies³/segundos.

A = Area seccional de la tubería, pies²
 f = Coeficiente de fricción, adimensional

E. Determinación del Coeficiente de Fricción

El coeficiente de fricción depende de muchos factores, tales como: Rugosidad de la tubería, material del cual está hecha la tubería, régimen de flujo; el régimen de flujo va a estar determinado por el número de Reynolds, Re.

$$Re = \frac{DV\rho}{\mu} \quad (32)$$

donde:

Re = Número de Reynolds, adimensional

V = Velocidad del fluido en la tubería, pies/segundos.

D = Diámetro interno de la tubería, pies

μ = Viscosidad del fluido, lb/pies-seg.

ρ = Densidad del fluido, lb/pies³

Si el número de Reynolds es menor de 2000, existe flujo laminar, y el coeficiente de fricción viene dado por la fórmula:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (33)$$

Si el número de Reynolds es mayor de 2000, existe

te flujo turbulento, y para calcular el coeficiente de fricción se usa el diagrama de Moody.

En la selección del diámetro de la tubería que conduce el petróleo desde los tanques a las bombas, siempre se trata de escoger un diámetro grande para reducir la turbulencia del fluido, ya que, el flujo aumenta la eficiencia de las bombas.



BIBLIOTECA FIC

F. Cálculo de las Pérdidas de Producción ESPO

Las pérdidas de producción se calculan por la ecuación:

$$V = [T_i - (T - T_c) + T_a] q \quad (34)$$

donde:

V = Pérdida de producción, barriles

T_c = Tiempo que toma cerrar todos los pozos, horas.

T_i = Tiempo que permanecen inactivas las bombas, horas.

T_c = Tiempo de almacenamiento aprovechable, horas.

T_a = Tiempo que toma nuevamente poner todos los pozos en producción, horas.

q = Tasa de flujo entrante a la Estación en el momento en que se paren las bombas, barriles/hora.

Estos términos tienen su propia discusión:

a. Tiempo que toma cerrar los pozos, T_c

Este término varía mucho y depende del automatismo con que en cada empresa se realiza esta operación.

El cierre de los pozos se puede llevar a cabo de las siguientes maneras:

1. En el múltiple, en este caso $T_c = 0$, pero resulta contraproducente debido a que se expone el múltiple y a las líneas de flujo a altas presiones.



2. Realizando el cierre en las respectivas plataformas de cada pozo; en este caso el tiempo de cierre será proporcional al número de lanchas y operadores disponibles para tal operación y se calcula mediante la ecuación:

BIBLIOTECA FIC

$$T_c = \frac{T_1 q_1 + T_2 q_2 + \dots + T_n q_n}{q_1 + q_2 + \dots + q_n} \quad (35)$$

donde:

T_i = Tiempo en horas que le toma al operador cerrar cada pozo a partir de un instante dado.

q_i = Tasa de flujo de cada pozo, barriles/hora.

3. Realizando el cierre en la Estación misma desde el múltiple pero con mecanismo, tal que, permite cerrar el pozo automáticamente por medio de válvulas de seguridad instaladas en el cabezal de cada pozo después del estrangulador; estas válvulas cumplen un doble objetivo ya que, además de proteger el equipo contra presiones excesivas

vas de tal forma que si se cierra el pozo en el múltiple de la Estación, aumenta la presión de la línea y la válvula cierra automáticamente; también sirve para evitar derrames de fluido en caso de una rotura de la línea; estas válvulas se ajustan para permanecer abiertas dentro de ciertos intervalos de presión.

Este mecanismo es el más usado actualmente en las diversas Estaciones de Flujo ya que, permite obtener un $T_c = 0$ con una disminución en las pérdidas de producción.



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

b. Tiempo de Almacenamiento Aprovechable, T.

Este término va a depender del tamaño y número de tanques existentes en la Estación de Flujo y puede ser calculado mediante la ecuación:

$$T = \frac{V_t - V_1}{q} \quad (36)$$

donde:

V_1 = Volumen del sistema de tanques ocupado por el líquido en el instante en que se paren las bombas, barriles.

V_t = Volumen de líquido existente para que los pozos se cierren automáticamente cuando el líquido ha llegado a una altura determinada en los tanques o el volumen total del sistema de tanques para el caso de que no exista control automático y los tanques estén intercomunicados barriles.

c. Tiempo de Inactividad de las Bombas, T_i .

Es el tiempo transcurrido desde que se paren las bombas hasta que se ponen en funcionamiento de nuevo; las causas por las cuales se podrían parar las bombas son:

1. Falta de corriente eléctrica
2. Falta de combustibles para los motores de combustión interna, cuando éstos accionan las bombas
3. Falta de gas a presión en las bombas
procas de vapor.
4. Mal funcionamiento de los controles que pa
ran y arrancan las bombas.
5. Rotura del oleoducto o de la línea de des-
carga o succión de las bombas.
6. Paro automático de las bombas debido a al
tas temperaturas o falta de lubricantes.

Quando no son todas las bombas afectadas, la e
cuación que da las pérdidas de producción, queda sustitu
yendo q por q' , donde:

$$q' = q - q_b \quad (37)$$

donde:

q_b = Tasa de bombeo de las bombas en actividad,
barriles/hora.

q' = Caudal neto llenando los tanques, barriles/
hora.



y la ecuación de pérdidas de producción quedará:

$$V = \left[T_i - (T - T_c) + T_a \right] q' \quad (38)$$

d. Tiempo que toma abrir los pozos, T_a .

Este tiempo será un tiempo promedio y se puede calcular por la fórmula:

$$T_a = \frac{T_1 q_1 + T_2 q_2 + \dots + T_n q_n}{q_1 + q_2 + \dots + q_n} \quad (39)$$

donde:

T_i = Tiempo que toma abrir cada pozo de tasa q_i barriles/hora, a partir de un momento dado, horas.

Para abrir todos los pozos hay que tener en cuenta:

1. Evitar abrir todos los pozos a la vez. ya que el impacto producido podría ocasionar daños a la Estación.
2. Abrir primero los pozos de mayor producción, para disminuir así las pérdidas de producción.

e. Discusión de la Ecuación de Pérdidas de Producción.

$$V = \left[T_i - (T - T_c) + T_a \right] q \quad (40)$$

1. Si $T - T_c > T_i$ No hay pérdidas de produc-

ción, se considera $V = 0$ y la ecuación no es válida.

2. Si $T - T_c \leq T_i$ Existen pérdidas de producción y es válida la ecuación.

3. Si $T_c > T$ Habrá derrame de petróleo en los tanques.

4. Si $T = 0$ Las pérdidas serán máximas, ya que no habría entonces capacidad de almacenamiento, y si los pozos se cierran automáticamente ($T_c = 0$) las pérdidas serán:

$$V_{\text{máx}} = (T_i - T_a)q \quad (41)$$

18. DISEÑO DEL SISTEMA DE BOMBEO

La selección del tipo de bombas que van a usarse en una determinada Estación de Flujo, se realiza según el criterio de cada empresa, las cuales tienden a usar el tipo de bomba que les resulte más económica y más eficiente, tomando en cuenta muchos factores tales como: Gravedad, viscosidad y temperatura del petróleo, contenido de gas del fluido que se va a bombear, capacidad de bombeo de la Estación, presión máxima de descarga y el más importante desde el punto de vista práctico, como lo es, el contenido de sólido, generalmente arena, en el fluido que se va a bombear.

Para realizar esta selección, las empresas generalmente efectúan una serie de experimentaciones, sometien

FACULTAD DE ING.
EN CIENCIAS DE LA TIERRA

do a períodos de pruebas diferentes tipos de bombas según las aplicaciones teóricas, después de este período de prueba se sacan conclusiones de alto valor práctico el objeto de establecer normas o patrones en el equipo que debe usarse en las Estaciones de una determinada área productora de un crudo específico.

En caso de que una Estación esté recibiendo cru dos diferentes, la selección del sistema de bombeo se lle va a cabo de forma independiente una de otra.

BIBLIOTECA FIC
ESPOL

El orden que se sigue en el diseño del sistema de bombeo de una Estación de Flujo es el siguiente:

- a. Selección del tipo de bomba que resultará de mayor beneficio, dentro de los tres usados: recíprocas, rotativas y centrífugas.
- b. Selección del tipo de motor que va a accionar a las bombas.
- c. Selección de las características de las bombas que se requieren dentro de las existentes en el tipo de bomba seleccionado en el punto a. Esta selección siempre se efectúa siguiendo las instrucciones que traen los catálogos de la compañía fabricante de cada tipo de bomba.

La presión de succión mínima de las bombas debe ser mayor que la presión de vapor del fluido, ya que, el gas podría producir atascamiento en las bombas, disminuyendo notablemente su eficiencia; si esto no se cumple ,

hay que corregir la presión mínima de succión para evitar la entrada de gas a las bombas.

19. DISEÑO DE LAS LINEAS DE GAS (Figura 25).

Para facilitar el diseño de las Estaciones de Flujo, las empresas siempre han tratado de establecer modelos o patrones de las líneas y equipos indispensables; estos modelos han sido realizados tomando en cuenta las aplicaciones teóricas y los resultados obtenidos de la larga experiencia que poseen las empresas.

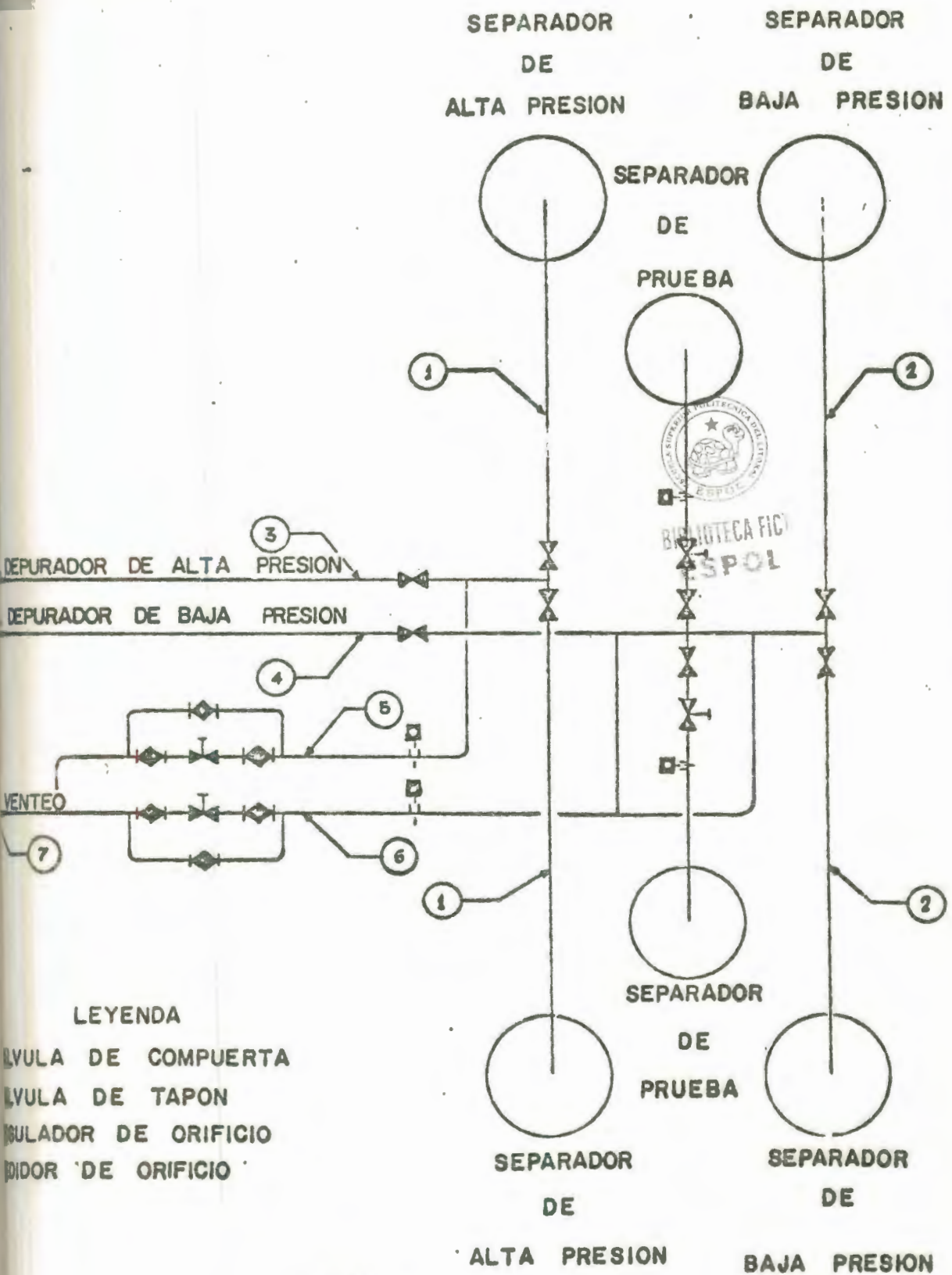


BIBLIOTECA FIC
ESPO

En el departamento de ingeniería de gas se han elaborado las normas por las cuales han de regirse las líneas de gas de las Estaciones y se pueden subdividir en dos grupos: Líneas de gas propiamente dichas y ubicación del venteo.

19.1. Ubicación del Venteo. (Figura 26).

El venteo es colocado a una distancia de 1000 pies de la Estación; en la selección de la dirección, en la cual deben tomarse estos 1000 pies, influyen muchos factores, pero siendo el factor más importante la dirección de los vientos, con el objeto de que en ningún momento se ponga en peligro a la Estación y evitar que el viento vierta sobre la Estación, el gas que se libera a la atmósfera, existen muchos modelos tomando en cuenta este factor.



LEYENDA

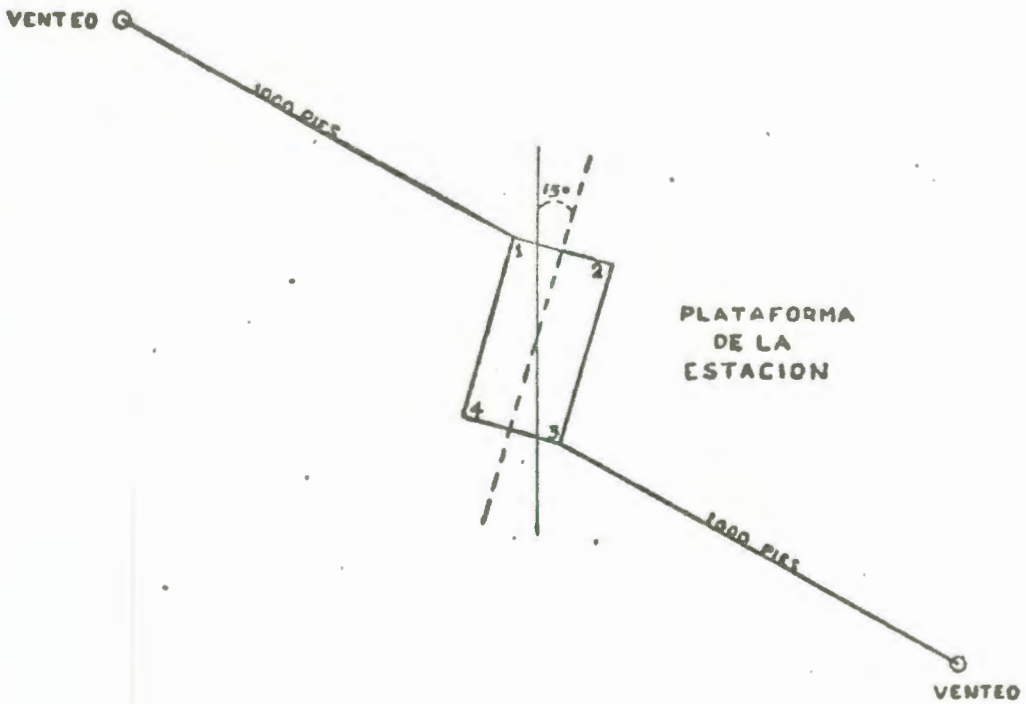
- VALVULA DE COMPUERTA
- VALVULA DE TAPON
- REGULADOR DE ORIFICIO
- REGULADOR DE ORIFICIO

LINEAS GAS

FIGURA No. 25.



BIBLIOTECA FIC
ESPOL



UBICACION DEL VENTEO
FIGURA 26.

En este ejemplo ilustrativo, se supondrá un yacimiento con sus datos y características, haciendo el diseño de todo los requerimientos necesarios para el funcionamiento de una Estación de Flujo.

20. CARACTERISTICAS GENERALES DEL CAMPO

a. Energía del yacimiento: Empuje por gas en solución y se complementa, mediante inyección de agua y gas.

b. Presión promedia del yacimiento: 1130 lpca

c. Profundidad de donde produce: de 3500 a 3700 pies.

d. Presión promedia en el cabezal de la tubería de producción: Esta presión es muy variable, pero regularmente a mayor relación gas-petróleo se tiene mayor presión; donde un promedio aproximado sería de 200 lpca.

e. Métodos de producción: La mayoría de los pozos producen por gas-lift y por bombeo mecánico, existiendo muy pocos por flujo natural.

21. DATOS DE LOS POZOS QUE LLEGAN A LA ESTACION DE FLUJO

Pozo N°	Segregación	BPPD	RGP	°API	MPCPD	BSW	BWPWD
1	P.L.	3585	293	24.2	1049	0.0	0
2	P.L.	1204	304	25.3	366	1.0	12
3	P.L.	2852	352	25.4	1005	0.0	0
4	P.L.	1614	433	23.1	699	26.0	567
5	P.L.	822	526	24.0	432	48.0	564
6	P.L.	1507	540	25.0	814	0.2	3

Pozo N°	Segregación	BPPD	RGP	°API	MPCPD	BSW	BWPWD
7	P.L	942	533	24.5	521	0.1	1
8	P.L	2014	558	24.6	1123	0.7	14
9	P.L	2476	568	25.4	1406	0.0	0
10	P.L	1542	576	24.5	888	0.6	9
11	P.L	1207	650	23.9	784	0.8	10
12	P.L	1635	7171	24.3	1172	0.0	0
13	P.L	2306	722	24.5	1664	0.0	0
14	P.L	1960	723	24.8	418	0.2	4
15	P.L	1551	728	25.4	29	0.0	0
16	P.L	1744	764	24.9	1332	9.0	159
17	P.L	436	787	23.0	343	40.0	218
18	P.L	440	2164	25.2	952	0.0	0
19	P.L	496	2328	23.9	1092	16.0	87
20	P.L	1007	2487	24.2	2504	0.0	0
21	P.L	1551	226	25.3	350	0.0	0
22	P.L	991	287	24.3	284	0.7	7
23	P.L	797	472	24.6	376	0.0	0
24	P.L	1094	947	25.2	1036	3.4	38
25	P.L	302	1834	23.4	554	40.0	201
26	PM	1101	318	24.8	350	14.0	179
27	PM	1080	267	26.0	288	0.0	0
28	PM	4751	273	24.9	1296	3.4	162
29	PM	718	526	24.7	378	48.0	662
30	PM	1913	565	24.3	1080	3.4	67
31	PM	2079	566	22.9	1177	40.0	1386
32	PM	1252	544	25.9	806	0.5	6
33	PM	1234	662	24.0	817	2.0	25

Pozo N°	Segregación	BPPD	RGP	°API	MPCPD	BSW	BWPWD
34	PM	998	727	25.1	726	5.0	176
35	PM	1427	983	24.3	1403	8.0	124
36	PM	1967	1123	25.3	2208	0.3	6
37	PM	1183	1384	24.2	1637	9.0	117
38	PM	483	1414	25.2	683	11.0	55
39	PM	716	1690	23.9	1210		39
40	PM	650	1855	23.8	1206		398
41	PM	336	699	20.9	235		0
42	PM	958	824	25.6	789		2
43	PM	881	824	20.6	726	0.0	0
44	PM	797	1115	25.7	889	0.0	0
45	PM	881	1562	22.4	1376	0.0	0
46	PM	249	1157	20.5	288	1.0	3
47	PM	252	1282	25.3	323	0.0	0
48	PM	416	1322	25.8	550	1.0	4
49	PM	208	2163	19.1	450	0.8	2
50	PM	2376	523	24.6	1243	4.0	99
51	PM	166	2542	20.4	422	1.0	2
52	PM	926	1455	23.7	1347	8.0	81
53	PM	343	2131	25.0	731	22.0	97
54	PM	443	2682	23.8	1188	52.0	48
55	PM	630	4016	26.5	2530	0.0	0
56	PM	167	2096	30.9	350	0.3	1
57	PM	119	2218	24.8	264	5.2	7



BIBLIOTECA FIG 0
ESPOL
0.2 2

Abreviaturas

PL = Petróleo liviano

- PM = Petróleo mediano
 BPPD = Barriles de petróleo por día
 RGP = Relación gas-petróleo, pies³/barril
 °API = Gravedad API
 MPCPD = Miles de pies cúbicos por día
 BSW = Porcentaje de agua y sedimentos
 BWPWD = Barriles de agua por pozo por día



Otros datos.

Capacidad actual de petróleo PL = 36048 b/d

Capacidad actual de petróleo PM = 31257 b/d

Gravedad promedio del petróleo PL = 24.71 °API

Gravedad promedio del petróleo PM = 24.77 °API

Gas total actual liberado del petróleo PL = 23293

MPCPD

Gas total actual liberado del petróleo PM = 28966

MPCPD

Agua total producida junto con el petróleo PL =
1894 b/d

Agua total producida junto con el petróleo PM =
4180 b/d

RGP promedio de los pozos que producen petróleo
PL = 657

RGP promedio de los pozos que producen petróleo
PM = 920

El número de pozos considerados para el diseño, fué de 60 pozos suponiendo que se perforarán 3 pozos más y que resultarán productores de petróleo.

Capacidad total de petróleo consideradas para el diseño:


a. Petróleo PL = 38000 BPPD

b. Petróleo PM = 36000 BPPD

Viscosidad del petróleo = 38.04 cp.

Temperatura del petróleo = 85 °F

Gravedad del gas = 0.75 (p = 14.7 lpca. y T = 60 °F)

Gravedad promedio del petróleo =  API = 0.905

BIBLIOTECA FI

La ubicación de la Estación de Flujo con respecto a la posición de los pozos existentes en el momento del diseño se muestra en la Figura 27.

22. SELECCION DE LOS SEPARADORES

Aplicando teóricamente las fórmulas expuestas anteriormente para observar los resultados y tener una idea del tipo o tipos de separadores que correspondería seleccionar para la capacidad de diseño de la Estación de Flujo.

Despejando D de la ecuación 11 se obtiene:

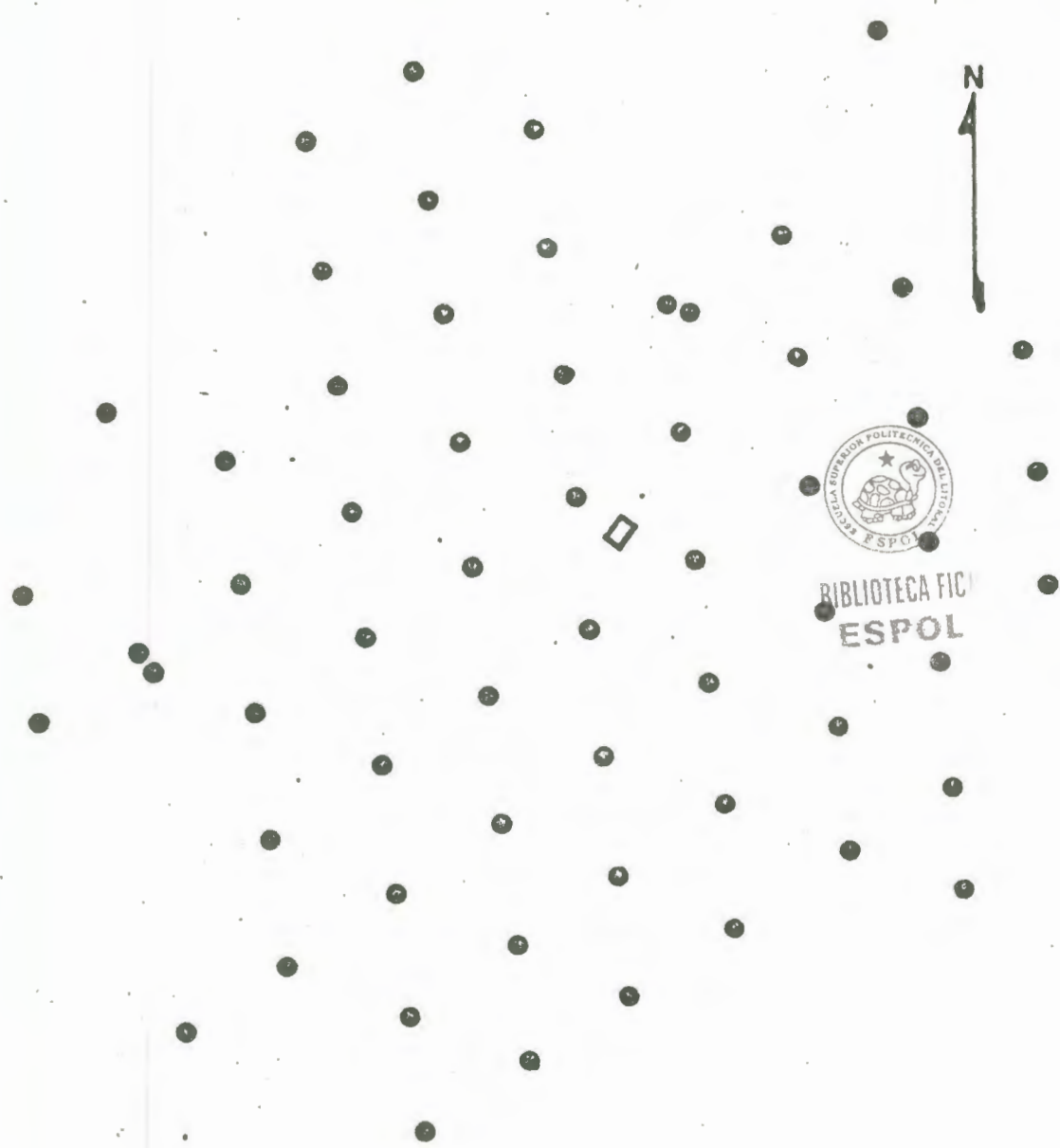
$$D = \sqrt{\frac{Q_{sc} \cdot Z \cdot P_{sc} \cdot T + 460}{67824C \cdot P \cdot T_{sc} + 460} \cdot \frac{1}{\left[\frac{\rho_o - \rho_g}{\rho_g}\right]^{1/2}}}$$

Para el petróleo liviano tenemos los siguientes

datos:

$Q_{sc} = 26000000 \text{ PC/D}$

$C = 0.17$



LEYENDA

- POZO
- ESTACION

UBICACION DE LA ESTACION
FIGURA No. 27

$$Z = 0.988$$

$$P = 62.7 \text{ lpca}$$

$$P_{sc} = 14.7 \text{ lpca}$$

$$T = 85 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{sc} = 60 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\rho_o = 56.452 \text{ lb/pies}^3 \text{ (T=85}^\circ\text{F y P = 62.7 lpca)}$$

$$\rho_g = 0.241 \text{ lb/pies}^3 \text{ (T=85}^\circ\text{F y P = 62.7 lpca)}$$

de donde se obtiene sustituyendo en la ecuación

$$D = \sqrt{\frac{26000000 \times 0.988 \times 14.7 \times 545}{67824 \times 0.17 \times 62.7 \times 520} \left[\frac{56.472 - 0.241}{0.241} \right]^{1/2}}$$

$$D = 5.98648 \text{ pies}$$

Dejando h de la ecuación 4 se obtiene:

$$h = \frac{Q_r t}{100.5 d^2}$$

con los siguientes datos:

$$d = 5.98648 \text{ pies}$$

$$Q_r = 38000 \text{ b/d}$$

$$t = 1 \text{ minuto}$$

$$h = \frac{38000}{100.5 \times (5.98648)^2}$$

$$h = 10.5533 \text{ pies}$$

y aplicando las mismas ecuaciones para el petróleo medio no se obtiene:

$$D = 6.847 \text{ pies } y \quad h = 7.6432 \text{ pies}$$

valores correspondientes a $Q_{sc} = 34000000 \text{ PC/D}$ y $Q_r = 36000 \text{ b/d}$.

Según la ubicación de la Estación, la presión a que llega el petróleo al múltiple es de 50 lpcm., y asumiendo unas 2 lpcm de pérdidas de presión debido a fricción, válvulas, etc., se obtiene una presión de operación de 48 lpcm.

En la selección de los separadores se han utilizado las fórmulas correspondientes a separadores verticales debido a que son muy eficientes cuando el fluido proveniente de los pozos posee poca cantidad de gas, y es el ejemplo que se tiene y además son bastantes económicos.

Como las capacidades de 38000 y 36000 b/d de petróleo de las dos segregaciones, son bastante grandes, al aplicar las fórmulas teóricas los diámetros internos que se obtienen son de 5.98648 pies y 6.847 pies; al consultar los catálogos se encuentra que los separadores de mayor diámetro fabricados tienen sólo 5 pies de diámetro externo, luego, se presenta la necesidad de utilizar más de un separador para cada tipo de segregación debido a la gran capacidad que se tiene.

Los catálogos dados por los fabricantes de separadores, poseen tablas, donde se encuentra tabuladas las capacidades líquidas y gaseosas para el funcionamiento ópti



mo de cada tipo de separadores a diferentes presiones de trabajo; estas capacidades han sido determinadas mediante pruebas experimentales realizadas por los fabricantes y para un determinado tipo de petróleo, esta es una poderosa razón por el cual estas capacidades son tomadas muy en cuenta por las empresas al seleccionar el tamaño de los separadores en el momento del diseño, en este diseño se tiene que tomar en cuenta los posibles cambios de estado del fluido proveniente de los pozos, principalmente en lo que respecta a la producción de gas.



BIBLIOTECA FIC

La tabla I que se encuentra en el catálogo de la National Tank Company y corresponde a separadores de baja presión, con una presión de trabajo de 50 lpcm.

TABLA I *

Tipo	Tamaño nominal pies	Espesor de paredes Pulgadas	Qo b/d	Qg MPC/D
2	2-1/2 x 13	2/16	3500	4543
5	3 x 13	3/16	5000	6585
3A	3 x 18	3/16	7500	8165
6	4 x 15-1/2	1/4	9500	13108
6A	4 x 18-1/2	1/4	10500	14513
2A	5 x 19	1/4	14000	22772
2B	5 x 19	3/8	14000	22772

* Las capacidades que aparecen en esta tabla han sido consideradas sin tomar en cuenta petróleo de alta viscosidad, porque la viscosidad del petróleo que se va a separar tie

nen una poderosa influencia sobre la capacidad de separación.

El tipo 2B es más resistente a presiones mayores que el tipo 2A.

La separación de los separadores se hará por la capacidad líquida, ya que es donde existen mayores restricciones, y tomando en cuenta la mayor capacidad líquida de las segregaciones, o sea, la correspondiente a petróleo liviano que es de 38000 b/d, y así se obtiene mayor flexibilidad para el petróleo mediano.



Se tiene dos posibilidades para la selección de los separadores, a saber:

1. Dos separadores del tipo 2A y uno del tipo 6A
2. Tres separadores del tipo 2A

En ambos casos se cubre la capacidad líquida de 38000 b/d, pero, en la primera posibilidad no se puede distribuir el flujo de una manera uniforme, lo que si se puede lograr en la segunda posibilidad obteniéndose a la vez mayor flexibilidad en la selección; debido al razonamiento expuesto anteriormente, se opta por la segunda posibilidad.

22.1 Selección del Separador de Prueba.

Para seleccionar el separador de prueba se toma como capacidad líquida la del pozo que posea mayor produc

ción y con suficiente flexibilidad con el objeto de que dicho separador de prueba pueda ser usado como separador de producción en caso de que ocurra una emergencia como lo es el hecho de que haya que hacer una reparación en un separador que toma mucho tiempo, y de esta forma se evita paralizar la producción en un momento dado.

El pozo de mayor producción es el N° 28 que produce 4751 BPPd y 162 barriles diarios de agua, este pozo será tomado como base para la selección del separador de prueba.



Ciertas empresas están usando como separadores de prueba los separadores medidores fabricados por la Metrol Corporation, ya que a medida que se separan el líquido y gas, miden la producción líquida del pozo en cuestión; de esta forma se simplifica el mecanismo de medición del petróleo y se evitan los problemas que podrían ocasionar los tanques de medición, o instrumentos de medición colocados entre el separador de prueba y el tanque; aunque, los tanques de medición se continúan usando, pero, para calibrar periódicamente al separador medidor y también como tanques de almacenamiento cuando las condiciones así lo requieren.

Dentro de los diferentes tipos de separadores que aparecen en el catálogo de la Metrol Corporation se puede seleccionar como separador de prueba al tipo GJMS-0116 el cual tiene 5 pies de diámetro exterior, 16 pies de altura, una capacidad líquida de 12000 b/d, una capacidad

de gas de 9.5 MMPC/D a una presión de trabajo de 50 lpcm.

22.2 Número de separadores que han de usarse en el ejemplo.

a. Tres separadores de producción National 2A, para el petróleo liviano.

b. Un separador de prueba Metrol tipo GOMS-0116 , para el petróleo liviano.

c. Tres separadores de producción National 2A, para el petróleo mediano.

d. Un separador de prueba Metrol tipo GOMS-0116 , para el petróleo mediano.

La cantidad total de petróleo que se podría separar con el equipo seleccionado sería de 42000 b/d para cada segregación, resultando una diferencia de 4000 b/d de petróleo liviano y 6000 b/d de petróleo mediano con respecto a la capacidad de diseño de la Estación.

23. DISEÑO DEL SISTEMA DE TANQUES

El diseño del sistema de tanques es imposible hacerlo de una forma independiente del sistema de bombeo, debido a que se encuentran íntimamente ligados, sobre todo en lo que se refiere al nivel mínimo en el tanque que requieren las bombas para trabajar eficientemente.

El criterio que se sigue en este diseño es tener un tiempo mínimo de almacenamiento aprovechable de 3 ho



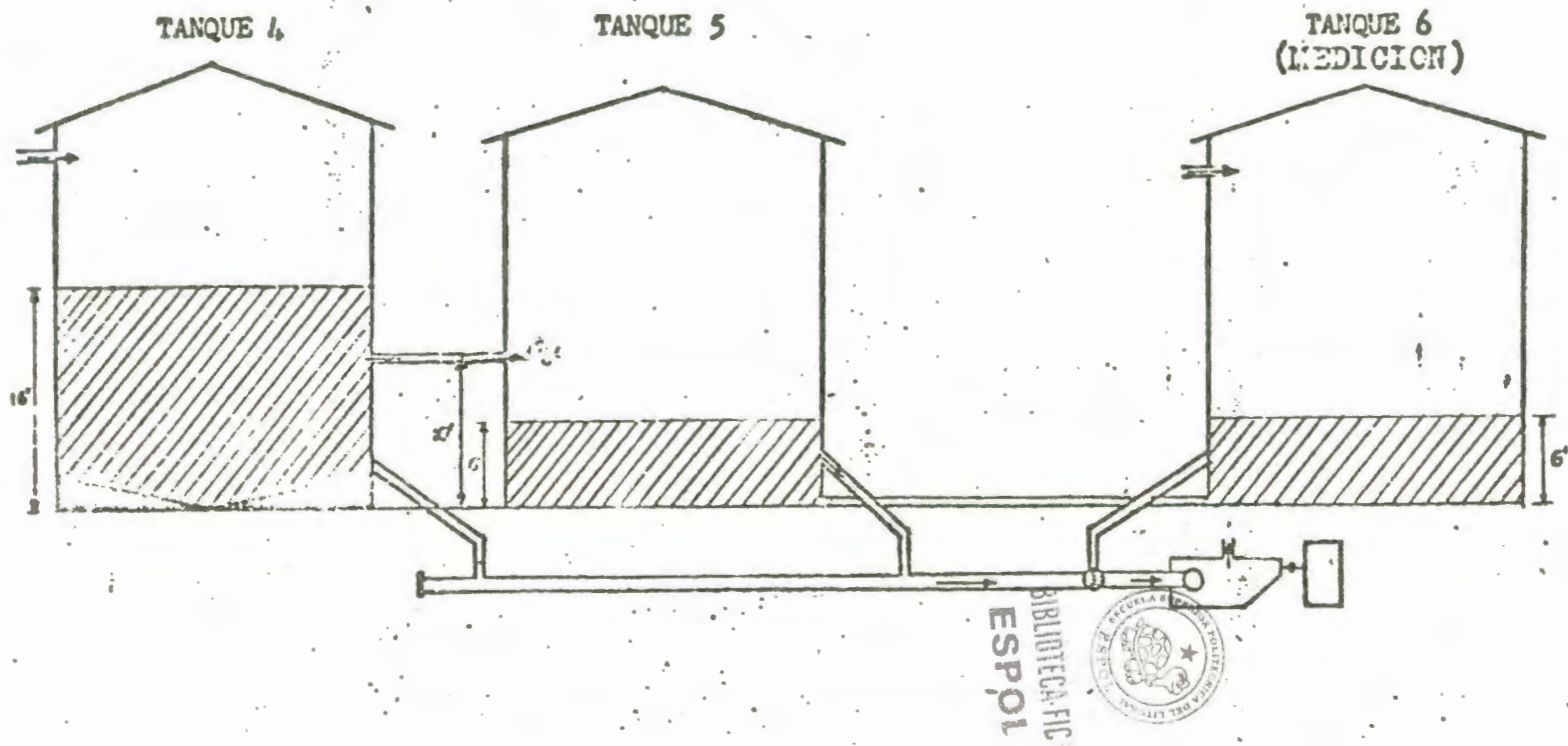
BIBLIOTECA FIG
ESPOL

ras para cuando se paren las bombas, nivel mínimo en el sistema de tanque de $1/3$ de su altura, amplitud del nivel en los tanques de $1/3$ de su altura y $1/3$ correspondiente a la capacidad de almacenamiento aprovechable.

El manejo del petróleo de ambas segregaciones PL y PM se realiza de forma independiente sin que se formen mezclas de ninguna especie.

El recorrido que realiza el petróleo dentro del sistema de tanques, Figura 28, es el siguiente: El petróleo PL una vez que sale de los separadores de producción es recolectado por la tubería de llenado y pasa al tanque N° 4, este tanque es de fondo cónico para permitir el asentamiento del contenido de arena que pueda traer el petróleo; el tanque N° 4 está conectado con el tanque N° 5 mediante una tubería que se encuentra a un nivel de 10 pies, en este tanque el petróleo completa la segunda etapa de separación iniciada en el tanque N° 4. Del tanque N° 5 el petróleo pasa a la tubería de succión de las bombas; del tanque N° 5 existe una conexión al tanque N° 6 que es utilizado para almacenamiento en caso de emergencia y para calibrar el separador medidor.

El nivel en el tanque N° 4 es de 16 pies para permitir que el fluido fluya libremente al tanque N° 5 mediante la conexión situada a la altura de 10 pies; el nivel mínimo en el tanque N° 5 se determinó tomando en cuenta las pérdidas de cargas existentes entre este tanque y



DIBUJO ESQUEMATICO DEL SISTEMA DE TANQUES

Figura 28.

las bombas, además de la presión mínima de succión requerida por el sistema de bombas para trabajar eficientemente.

El diseño de este sistema de tanques permite: 1) Que el petróleo tenga un tiempo de retención suficiente dentro de los tanques como para eliminar el contenido de gas que todavía posee; 2) Que no llegue arena a las bombas ya que les ocasiona serios daños; 3) Que la determinación del nivel mínimo en el tanque N° 5 esté basado en la presión de succión mínima requerida por el sistema de bombas y las pérdidas de presión entre este tanque y las bombas.

1. Cálculo de las Pérdidas de Cargas.

Estos cálculos se harán para el petróleo liviano y con ayudas de las Figuras 29, 30 y 31.

$$Q_0 = 32000 \text{ b/d} = 2.4695 \text{ pies}^3/\text{seg.}$$

Tipo de tubería = Acero sin costura

Densidad del petróleo = 56.784 lb/pies³ (P = 14.7 lpcm y T = 35 °F)

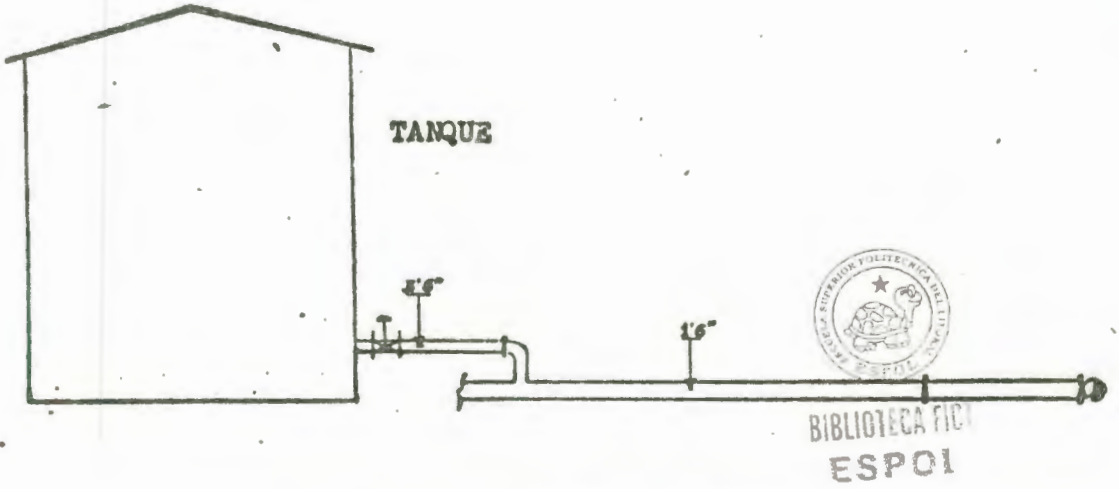
Viscosidad del petróleo = 39.67 cp = 0.026658 lb/pies x seg.

Datos de la tubería primera:

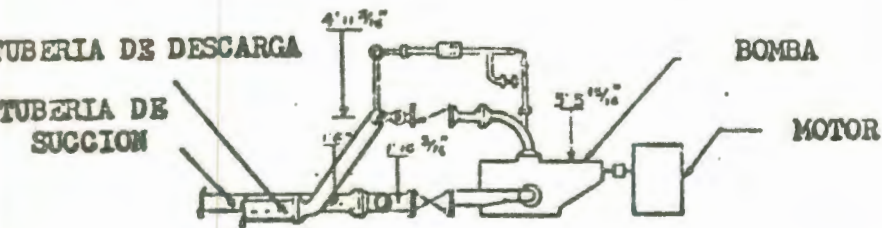
Diámetro = 10 pulgadas

Area = 0.5454 pies²

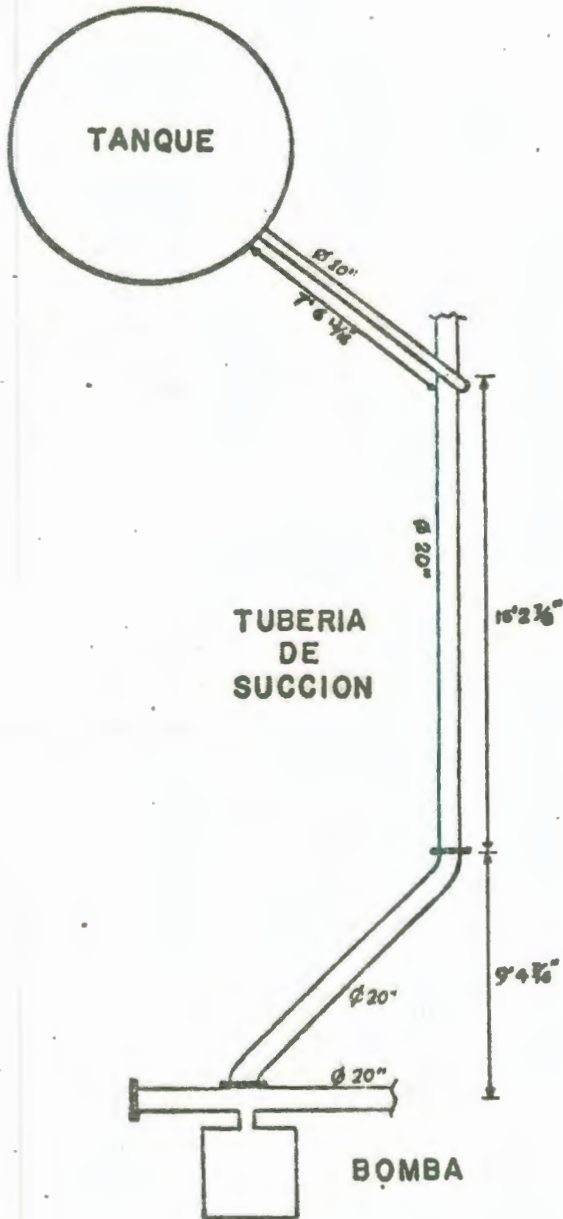
Velocidad = 4.5279 pies/seg., obtenida de $V = \frac{Q}{A}$



TANQUE Y TUBERIA DE SUCCION
(ELEVACION)
FIGURA N° 29.



CONEXIONES DE LA BOMBA
(ELEVACION)
FIGURA N° 30.



TUBERIA DE SUCCION
(PLANTA)
FIGURA No 31.

Calculando el $Re = 8037$

Rugosidad relativa (ϵ/D) = 0.00018

Coefficiente de fricción (f) = 0.033

Datos de la tubería segunda:

Diámetro = 20 pulgadas

Area = 2.1815 pies²

Velocidad = 1.1320 pies/seg.

$Re = 4018$

Rugosidad relativa = 0.00009

Coefficiente de fricción = 0.04

La Tabla II da los siguientes resultados:



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

TABLA II

Tipo de pérdida	Fórmula utilizada (Número)	Diámetro tubería (Pulgadas)	Resultado (pies)
Salida tanque tubería	24	10	0.15917
Válvula de compuerta	25	10	0.07959
Fricción	26	10	0.12062
Codo de 90°	27	10	0.19101
Ensanche brusco	29	10 a 20	0.17907
Codo de 90°	27	20	0.01194
Fricción	26	20	0.01361
2 codos de 45°	28	20	0.01592
Codo de 45°	28	20	0.00796
Reducción brusca	30	20 a 10	0.00737
Válvula de compuerta	25	20	0.00497

Para calcular las pérdidas de cargas totales entre el tanque N° 5 y la cámara de las bombas, se suman las pérdidas parciales y resulta ser de 0.79123 pies.

2. Cálculo del Nivel Mínimo en el Tanque.

La determinación del nivel mínimo en el tanque se realiza mediante la ecuación de Bernoulli, entre dos puntos del tanque y la bomba y con las siguientes condiciones:



a. El tanque y las bombas están al mismo nivel

ESPOL

b. La presión del petróleo en el tanque es igual a la presión atmosférica.

c. Las bombas no requieren una presión de succión determinada.

d. La cámara de las bombas deben permanecer llenas de fluido para que funcionen eficientemente.

e. La presión en la cámara de la bomba es igual a la presión atmosférica.

f. La velocidad del fluido dentro del tanque y en la cámara es igual a cero.

De estas consideraciones y de la ecuación de Bernoulli quedará que:

$$h_m = h_b + h_l$$

(42)

donde:

h_m = Altura del nivel mínimo

h_b = Altura de la cámara de la bomba

h_1 = Pérdidas de carga entre los puntos toma

dos y los valores serán:

$$h_b = 3 \text{ pies}, 5 \frac{15}{16} \text{ pulgadas} = 3.4948 \text{ pies}$$

$$h_1 = 0.7912 \text{ pies}$$

Sustituyendo estos datos en la ecuación anterior se obtiene:

$$h_m = 3.4948 + 0.7912$$

$$h_m = 4.2860$$

como nivel mínimo en el tanque.

El nivel mínimo obtenido anteriormente es desde el punto de vista teórico, y en la práctica existe el peligro de que el petróleo puede contener todavía gas y éste entraría en la bomba ocasionando una disminución de su eficiencia; en la práctica se tomó un nivel mínimo de 6 pies, tanto en el tanque N° 5 como en el tanque N° 6.

Previendo cualquier otra posibilidad en el futuro se colocarán las conexiones normales entre la tubería de llenado y los tanques y de éstos a la tubería.

El nivel mínimo seleccionado para el sistema de tanques del petróleo liviano será el mismo para el petróleo mediano para que exista uniformidad dentro del sistema de tanques en la Estación.



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

3. Cálculo del tiempo máximo de almacenamiento aprovechable en la Estación para las condiciones existentes.

Los tanques existentes en la Estación tienen una altura de 25 pies y una capacidad de 1500 barriles/cu donde a cada pie de altura corresponde una capacidad de 60 barriles.

Los niveles en los tanques se mantienen constante debido a que la capacidad de bombeo es igual a la capacidad de la Estación.

El tiempo máximo de almacenamiento aprovechable para el petróleo liviano será: La capacidad de almacenamiento en los tanques dividido entre la capacidad de la Estación. Los resultados se presentan en la Tabla III.



TABLA III

Número del Tanque	Altura del nivel de fluido (pies)	Altura aprovechable en almacenamiento (pies)	Capacidad de almacenamiento (barriles)
4	16	9	540
5	6	19	1140
6	6	19	1140

Capacidad de almacenamiento total = 2820 barriles

La capacidad total de la Estación para el petróleo liviano es de 38000 b/d = 1583.33 b/hora.

El tiempo máximo de almacenamiento aprovechable para el caso de que se paren las bombas será de 1 hora, 46 minutos y 52 segundos.

El tiempo correspondiente para el petróleo mediano se calcula de la misma forma, resultando ser de 1 hora, 52 minutos y 48 segundos.

Para que en la Estación exista un tiempo de almacenamiento aprovechable de 3 horas para cada segregación, se necesita que los tanques tengan una altura aprovechable de almacenamiento de 80 pies aproximadamente para proveer una capacidad de 4750 barriles, como existen 47 pies de altura aprovechable en los tanques, se necesitaría proveer 33 pies, los cuales se lograrían adicionando dos tanques de igual capacidad para cada una de las segregaciones.

24. DISEÑO DEL SISTEMA DE BOMBEO

Como la diferencia de capacidad existente entre el petróleo liviano y el petróleo mediano es muy poca, se tomará como base para el diseño la capacidad del petróleo liviano el cual es de 38000 b/d.

En el diseño se seleccionarán dos bombas rotativas de tornillos para cada segregación y una bomba auxiliar con conexiones tales, que pueda ser usada en un momento dado para cualquiera de las dos segregaciones, cuando está en reparación alguna de las existentes, esto se hace de esta manera, para darle más flexibilidad a la Es



BIBLIOTECA
ESPOL

tación y de esa manera estar de acuerdo con los patrones o modelos de diseño de cada empresa.

La decisión de utilizar bombas rotativas de tornillo se debe a las grandes ventajas de ellas y que pueden ser de varios tipos:

a. Externas sin rolineras central, que son usadas principalmente para bajas capacidades y presiones medias (300 lpcm).

b. Externas con rolineras central, que son usadas para mayores capacidades y presiones de aproximadamente, 400 lpcm.

c. Internas con rolineras central, que son usadas para capacidades relativamente altas y grandes presiones, y tiene el problema de que la rolinera central se daña fácilmente debido a las altas presiones.

d. Internas sin rolineras central, las cuales resultan más resistentes a altas presiones y más económicas.

Para la selección del tipo de bomba que se va a usar se utiliza y se consulta el catálogo de la compañía fabricante, y para la selección se necesita conocer también los tipos de motores disponibles y son:

a. Motor 100 HP y 1400 RPM

b. Motor de 150 HP y 1150 RPM

c. Motor de 200 HP y 900 RPM



UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DEL ESTADO DE SONORA
ESPOL

De estos tres tipos de motores, el que se proyecta utilizar es el tercero por ser de mayor potencia.

La presión máxima de descarga del oleoducto es de 500 lpcm, con esta presión se tiene asegurada la llegada del fluido a los tanques de almacenamiento situados en tierra.

1. Definiciones y Abreviatura

Es necesario definir los siguientes términos y conocer las abreviaturas que los representan para poder seleccionar las bombas y los motores en el diseño de esta parte, estos términos son:



a. Paso. Es la longitud entre dos dientes consecutivos del tornillo y puede variar de 1 a 2 pulgadas.

b. Desplazamiento. Es la capacidad de líquido que se va desplazando entre los dientes del tornillo a medida que éste va girando. No todo el líquido que se desplaza sale de la bomba, sino que una porción de él se regresa constituyendo la pérdida por desplazamiento denominado deslizamiento, y viene dado en GPM.

c. Desplazamiento básico. Es la capacidad de líquido que es desplazado por el tornillo a las RPM básicas y viene especificado en el catálogo para cada tipo de bomba.

d. RPM Básico. Es el número de revoluciones

por minuto a que viene dado el desplazamiento básico, también se encuentra especificado en el catálogo para cada tipo de bomba.

e. RPM del Motor. Es el número de revoluciones por minuto del motor que se tiene para seleccionar un determinado tipo de bomba.

f. Deslizamiento Básico. Es la pérdida por desplazamiento para un determinado tipo de bomba, su valor se obtiene del gráfico de la Figura 32.

g. Desplazamiento Neto. Es la capacidad de líquido que es desplazado al número de revoluciones por minuto del motor existente.

h. Desplazamiento Actual. Es el deslizamiento neto o total, ya corregido debido al factor de deslizamiento.

i. Eficiencia Volumétrica. Es la relación entre la capacidad neta a la presión de descarga y la capacidad a la presión de 0 lpc.

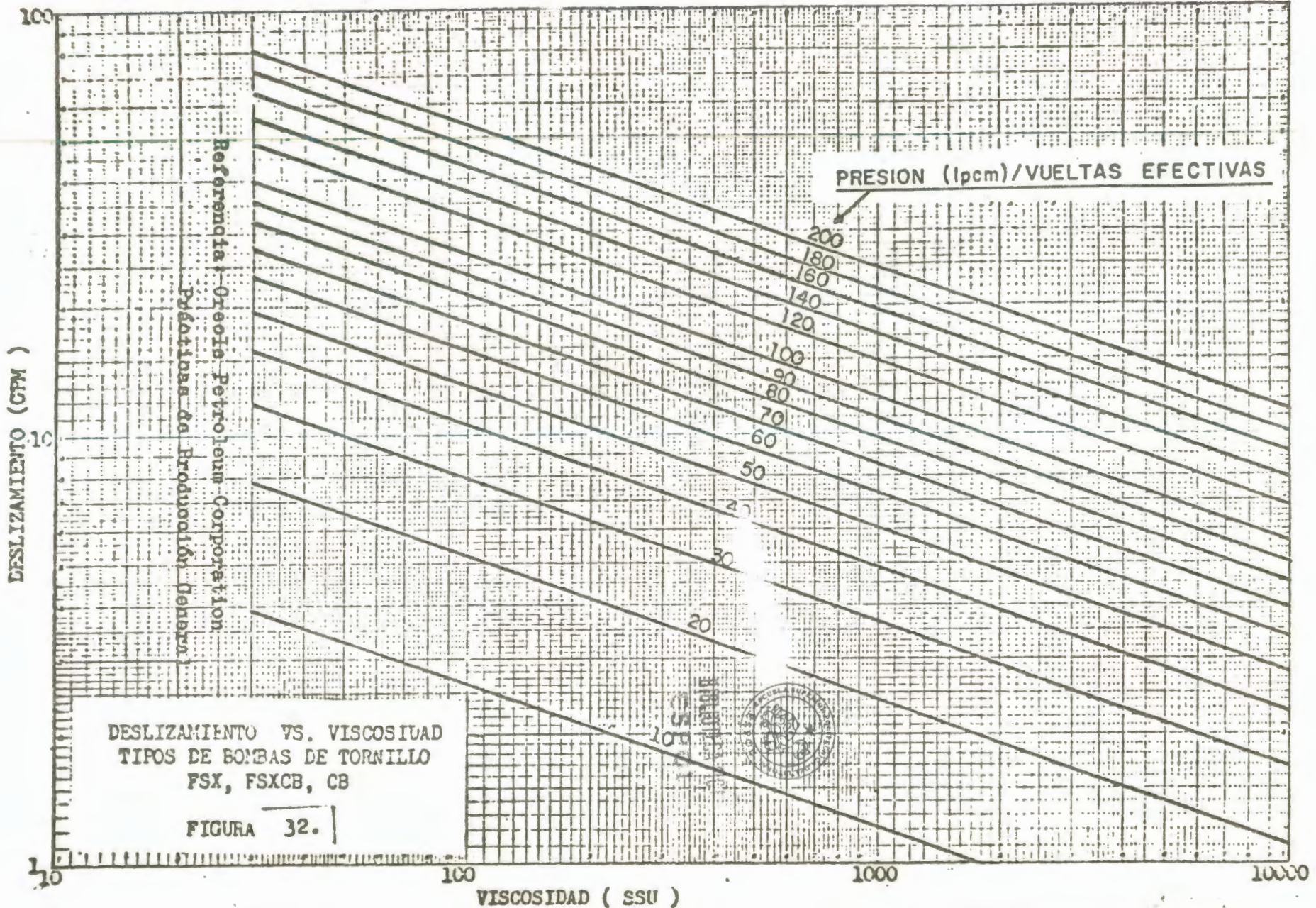
j. Eficiencia Mecánica. Es la relación entre la potencia recibida y la potencia neta.

k. HP Hidráulico. Es la potencia en HP requerida para que se realice el desplazamiento del fluido.

l. HP Fricción. Es la potencia en HP que se



BIBLIOTECA
ESPO



pierde debido a la fricción y viene dado por el gráfico de la Figura 33.

GPM = Galones por minuto

RPM = Revoluciones por minuto

P = Presión máxima de descarga

2. Fórmulas utilizadas en la selección de las bombas de tornillos.

a. Factor de Corrección (FC) = $\frac{\text{RPM del Motor}}{\text{RPM básico}}$



b. Desplazamiento a 0 lpcm = Desplazamiento básico x FC x Paso.

c. Deslizamiento actual = Deslizamiento básico x factor de desplazamiento. (45)

d. Desplazamiento neto = Desplazamiento a 0 (lpcm) - Deslizamiento actual. (46)

e. HP Hidráulico = $\frac{\text{Desplazamiento a 0 lpcm} \times P}{1714}$ (47)

f. HP Fricción (corregido) = HP fricción x (FC)². (48)

g. Eficiencia Volumétrica = $\frac{\text{Desplazamiento neto}}{\text{Desplazamiento a 0 lpcm}}$ (49)

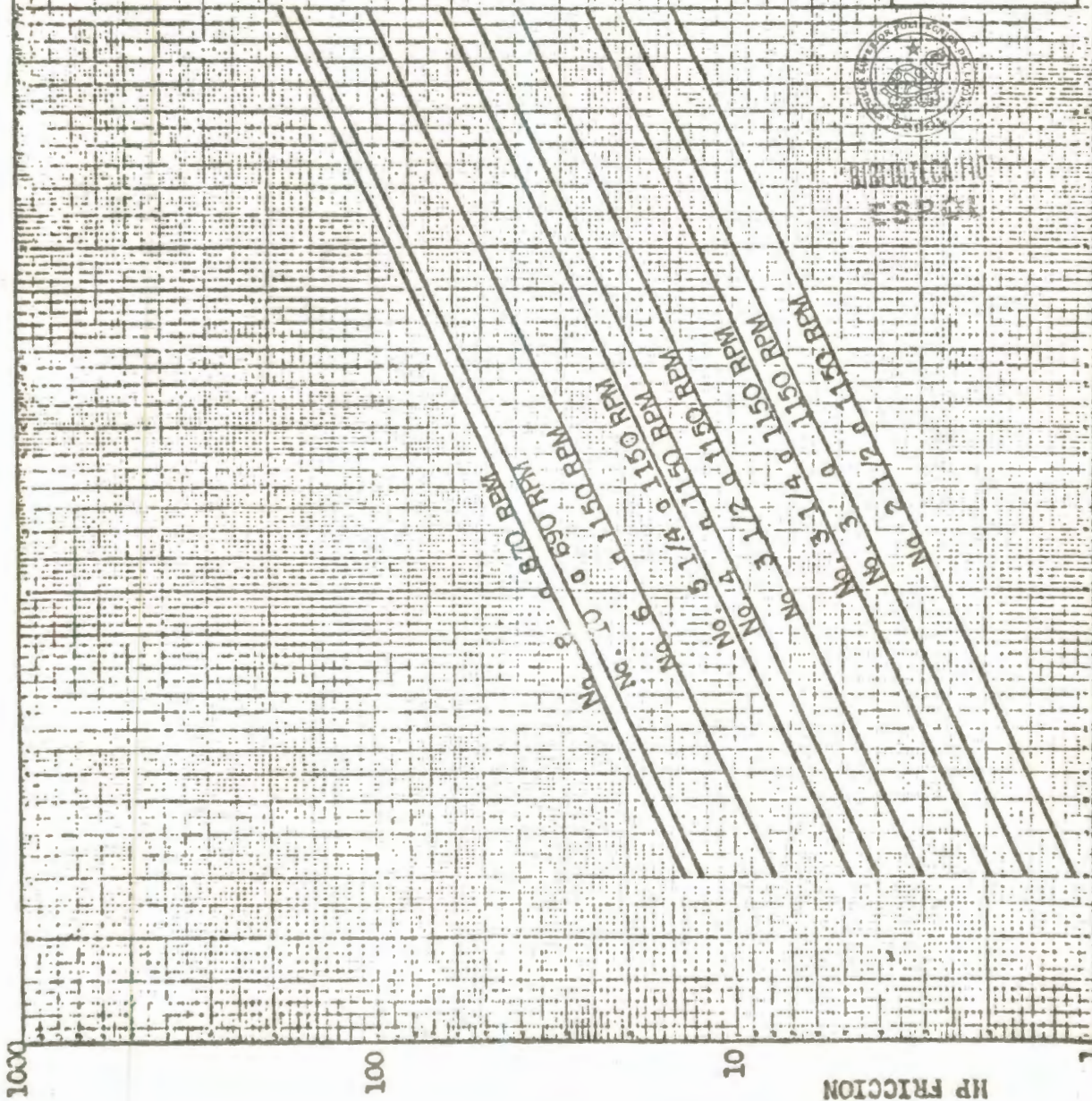
h. Eficiencia mecánica = $\frac{\text{Desplazamiento neto} \times P}{1714 \times \text{HP total}}$ (50)

Referencia: Creole Petroleum Corporation
Fracciones de Producción General

HP FRICCIÓN VS. VISCOSIDAD
TIPO DE BOMBAS DE TORNILLO

CB

FIGURA 33.



HP FRICCIÓN

100

10

1000

i. $HP \text{ total} = HP \text{ hidráulico} + HP \text{ fricción}$
 (corregido). (51)

3. Datos para la selección del tipo de bomba de tornillo.

a. Capacidad = 19000 b/d = 554.23 GPM

b. Presión máxima de descarga = 500 lpcm

c. Motor de mayor potencia disponible = 200 y 900 RPM.

d. Se asume una eficiencia volumétrica mínima de 70%, obteniéndose una capacidad de $554.23/0.70 = 791.75$ GPM, lo cual significa que las pérdidas por deslizamiento no deben de ser mayores de $791.75 \text{ GPM} - 554.23 \text{ GPM} = 237.52 \text{ GPM}$.



BIBLIOTECA FIC
ESPO

4. Cálculos para la Bomba N° 6.

A. Características de la bomba, las cuales aparecen en el catálogo.

1. Capacidad de desplazamiento = 204 GPM a 1150 RPM y paso de 1 pulgada.

2. Longitud del cilindro = 16.75 pulgadas

3. Factor de desplazamiento = 2.8

4. Presión máxima = 800 lpcm.

5. Velocidad máxima = 1500 RPM

$$FC = \frac{900 \text{ RPM}}{1150 \text{ RPM}} = 0.7826$$

B. Los cálculos son:

a. $204 \text{ GPM} \times 0.7826 = 159.65 \text{ GPM}$ a 900 RPM y paso de 1 pulgada .

b. $159.65 \text{ GPM} \times 2'' = 319.3 \text{ GPM}$ correspondiente a un paso de $2''$.

c. $16.75''/2'' = 8.375 \text{ vueltas} = 7.375 \text{ vueltas efectivas}$.

d. $500 \text{ lpcm}/7.375 \text{ vueltas efectivas} = 67.79 \text{ lpcm/vueltas efectivas}$.

e. Deslizamiento = 14 GPM , obtenido del gráfico de la Figura 32.

f. Deslizamiento actual = $14 \text{ GPM} \times 2.8 = 39.2 \text{ GPM}$.



g. $319.3 \text{ GPM} - 39.2 \text{ GPM} = 280.1 \text{ GPM}$ de desplazamiento neto.

BIBLIOTECA FIC

ESPOL

h. $\text{HP Hidráulico} = \frac{319.3 \times 500}{1714} = 93.14 \text{ HP}$

i. $\text{HP fricción} = 18 \text{ HP}$, obtenido del gráfico 33.

j. $\text{HP fricción (corregido)} = 18 \times \left(\frac{900}{1150}\right)^2 = 11.03 \text{ HP}$.

k. $\text{HP total} = 93.14 \text{ HP} + 11.03 \text{ HP} = 104.17 \text{ HP}$.

l. $\text{Eficiencia mecánica} = \frac{280.1 \times 500 / 1714}{104.17}$

$\times 100 = 78.35\%$.

$$m. \text{ Eficiencia volumétrica} = \frac{280.1}{319.3} \times 100 =$$

87.72%.

5. Cálculos para la Bomba N° 8.

A. Características de la bomba, las cuales aparecen en el catálogo.

1. Capacidad de desplazamiento = 281 GPM a 870 RPM y paso de 1 pulgada.

2. Longitud del cilindro = 21 3/4 pulg.

3. Factor de deslizamiento = 3.52

4. Presión máxima = 800 lpcm

5. Velocidad máxima = 1150 RPM

$$FC = \frac{900 \text{ RPM}}{870 \text{ RPM}} = 1.0345$$

B. Los cálculos son:

a. 281 GPM x 1.0345 = 290.689 GPM a 900 RPM y paso de 1 pulgada.

b. 290.689 GPM x 2" = 581.376 GPM a 900 RPM y paso de 2 pulgadas.

c. 21.75"/2" = 10.875 vueltas = 9.875 vueltas efectivas.

d. 500 lpcm/9.875 vueltas efectivas = 50.633 lpcm/vueltas efectivas.



BIBLIOTECA FIC
ESPOL

e. Deslizamiento = 10.4 GPM, obtenido del gráfico 32

f. Deslizamiento actual = 10.4 GPM x 3.52 = 36.608 GPM.

BIBLIOTECA

g. $581.376 \text{ GPM} - 36.608 \text{ GPM} = 544.768$
GPM de desplazamiento neto.

h. HP hidráulico = $\frac{581.376 \times 500}{1714} = 169.59$

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE LA TIERRA
FACULTAD DE ING.
EN INGENIERÍA DE LA TIERRA

i. HP Fricción = 32.3 HP. obtenido del gráfico 33.



BIBLIOTECA FICT
ESPOL

j. HP Fricción (corregido) = $32.3 \left(\frac{900}{870} \right)^2 = 34.56 \text{ HP.}$

k. HP total = 169.59 HP + 34.56 HP = 204.15 HP

l. Eficiencia mecánica = $\frac{544.768 \times 500 / 1714}{204.15} \times 100 = 77.83\%$.

m. Eficiencia volumétrica = $\frac{544.768}{581.376} \times 100 = 93.70\%$

6. Cálculos para la Bomba N° 10.

A. Característica de la bomba, las cuales a parecen en el catálogo.

1. Capacidad de desplazamiento = 306 GPM a 690 RPM y paso de 1 pulgada.

2. Longitud del cilindro = 24 pulgadas.


3. Factor de deslizamiento = 4.8


4. Presión máxima = 800 lpcm

5. Velocidad máxima = 900 RPM

$$FC = \frac{900 \text{ RPM}}{690 \text{ RPM}} = 1.3043$$

B. Los cálculos son:

a. 306 GPM x 1.3043 = 399.115 GPM  900 RPM y paso de 1 pulgada.

b. 399.115 GPM x 1.75" = 698.45 GPM  900 RPM y paso de 1.75 pulgadas.

c. 24"/1.75" = 13.714 vueltas = 12.714 vueltas efectivas.

d. 500 lpcm/12.714 vueltas efectivas = 39.326 lpcm/vueltas efectivas.

e. Deslizamiento = 8.4 GPM, obtenido del gráfico 32.

f. Deslizamiento actual = 8.4 GPM x 4.8 = 40.32 GPM.

g. 698.45 GPM - 40.32 GPM = 658.13 GPM de desplazamiento neto.

h. HP Hidráulico = $\frac{698.45 \times 500}{1714} = 203.748 \text{ HP}$

i. HP Fricción = 29 HP, obtenido del graf. 33

j. HP Fricción (corregido) = $29 \left(\frac{900}{690} \right)^2 = 49.338 \text{ HP}$

k. HP total = 203.748 HP + 49.338 HP = 253.086 HP.

l. Eficiencia mecánica = $\frac{658.13 \times 500/1714}{253.086}$
 x 100 = 75.85%.

m. Eficiencia volumétrica = $\frac{658.13}{698.45} \times 100 = 94.22\%$.

25. BOMBAS Y MOTORES SELECCIONADOS EN EL DISEÑO.

1. Se instalarán 5 motores de 200 HP y de 900 RPM que corresponden al tipo de mayor potencia.

2. De los cálculos realizados para seleccionar el tipo de bomba de tornillo, se escoge la que tiene las siguientes características:

a. Desplazamiento Neto = 544.786 GPM a 900 RPM y paso de 2 pulgadas.

b. Longitud del cilindro = 21.75 pulgadas.

c. Factor de desplazamiento = 3.52

d. Presión de descarga = 500 lpcm.

e. Velocidad máxima = 1150 RPM

f. Potencia del motor = 204.15 HP

g. Eficiencia mecánica = 77.83%

h. Eficiencia volumétrica = 93.70%

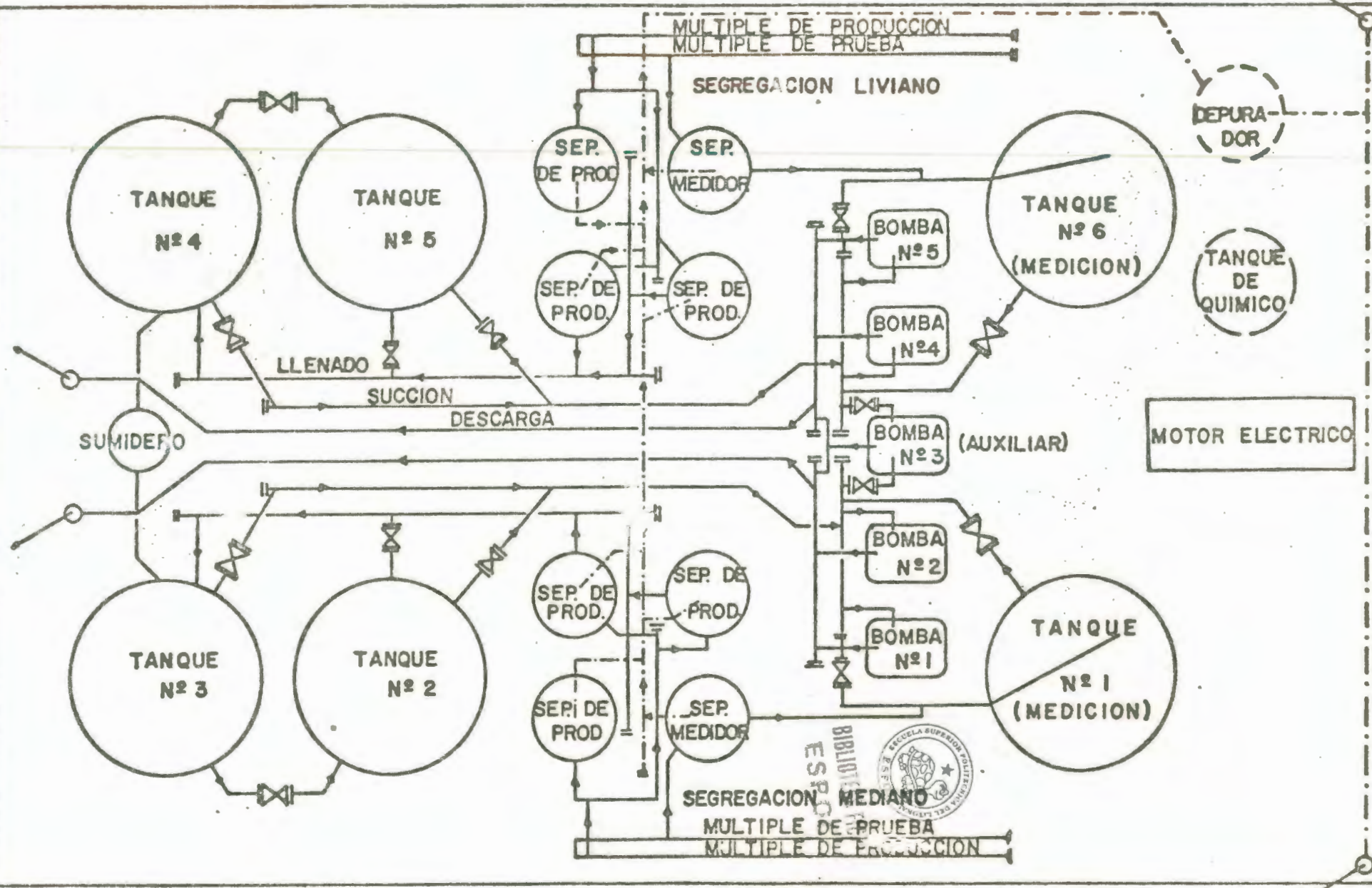


i. Cantidad de bombas requeridas = 5

El desplazamiento neto para este tipo de bomba posee una diferencia de 9.463 GPM con respecto a la capacidad máxima que hay que bombear, que son 554.23 GPM pero hay que hacer notar también que esa capacidad máxima sólo corresponde al petróleo liviano.

El motor que se requiere para accionar esta bomba con la eficiencia calculada anteriormente debe ser una potencia de 204.15 HP, tiene una diferencia de 4.15 HP con respecto a los motores existentes nominalmente, pero estos motores poseen un factor de seguridad con respecto a la potencia que puede suministrar y es de un 20%.

El diagrama de flujo correspondiente al diseño de la Estación puede observarse en la Figura 34.



LEYENDA
 LINEA DE GAS -----
 LINEA DE PETROLEO _____
 VALVULA [Symbol]

DIAGRAMA DE FLUJO

FIGURA No 34

El costo del equipo seleccionado para el funcionamiento de una Estación de Flujo, se basará en el costo del equipo seleccionado en el diseño de una Estación de Flujo de la Corporación Venezolana del Petróleo, CVP, para la producción de crudo del Campo Boscán.

Esta parte se basará en dos puntos a saber:

26. DESCRIPCION DEL EQUIPO A INSTALAR EN LA ESTACION DE FLUJO.



a. Un múltiple de entrada para 10 pozos con un ca bezal de prueba de 20 cm. (8") de diámetro y dos cabezas les de producción de 40 cm. (16") de diámetro cada uno.

b. Una unidad compacta conteniendo el separador de prueba con cámara de medición, depurador de gas, intercambiadores, de calor, tuberías e instrumentos necesarios. El separador de prueba está diseñado para operar a una tasa de flujo de 1.500 Bls/día, temperatura de 150 °F, presión de 40 a 60 lppc., R.G.P. de 170 Pc/Bl. El intercambiador de calor es del tipo de aletas, el cual elevará la temperatura del crudo hasta 150 °F.

c. Un separador de producción junto con dos intercambiadores de calor, uno anterior y otro posterior al separador. Las características del separador de producción son: Tipo horizontal, tasa de flujo de 10.000 bls/día. R.P.G. de 170 Pc/Bl., presión de operación de 40 a 60 lppc. temperatura de operación 150 °F. Los intercambiadores de calor son del tipo de aleta y elevarán la temperatura has

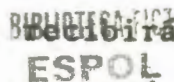
ta 150 °F y 260 °F respectivamente.

d. Una unidad compacta conteniendo el acumulador de nafta y tres bombas, dos para transferir crudo y una para recircular nafta.

e. Receptor de condensado y bombas de alimentación de las calderas, condensador de vapor con tuberías asociadas e instrumentos.



f. Una torre de expansión, la cual recibirá el crudo caliente del intercambiador de calor y separará la nafta del crudo.



g. Tres tanques de almacenamiento de 5.000 Bls de capacidad cada uno, equipados con serpentín de calentamiento y accesorios standard.

h. Dos calderas, con capacidad de 10.000 lbs. por hora cada una, éstas calderas aprovecharán los gases calientes del escape de la turbina y además tienen quemadores adicionales.

i. Una unidad generadora de electricidad que consta de una turbina de gas y un generador de 1.250 KVA. esta unidad proveerá la energía eléctrica para la Estación.

j. Red de distribución eléctrica, extendida desde la Estación hasta cada uno de los pozos y consta de 5000 mts de líneas de alta tensión, y se colocarán transformadores en cada uno de los pozos para obtener el voltaje re

querido por los motores de las unidades de bombeo.

En el diseño de estas líneas se ha previsto una futura expansión.

k. Líneas de flujo. De cada uno de los pozos parte hacia la Estación una línea de flujo la cual llegará al múltiple de entrada de la misma, estas líneas son de 20 cms. (8") de diámetro, estas líneas están enterradas en casi su totalidad y están revestidas con plicoflex para protegerlas contra la corrosión. En total se tiene 5.200 mts de tuberías.



BIBLIOTECA FIC
ESPOI

l. Oleoducto, tiene un diámetro de 30 cms. (12") y una longitud de 15.140 mts. La tubería es API 5L grado B, este oleoducto está enterrado en su totalidad y se protege mediante aplicación de cinta Mylar contra la corrosión.

m. Gasducto, este gasducto tiene un diámetro nominal de 15 cms. (6") y una longitud de 7.90 kms., protegido contra la corrosión con revestimiento especial.

27. COSTO DEL EQUIPO DE UNA ESTACION DE FLUJO.

El costo del equipo seleccionado en una Estación de Flujo, está basado en el equipo descrito anteriormente y es como sigue:

a. Diseño	Bs.	252.000
b. Estación de Recolección		
1. Materiales	Bs.	4.524.933
2. Mano de obra		2.094.139

c. Red de Distribución Eléctrica		
1. Materiales	Bs.	249.773
2. Mano de Obra		112.800
d. Líneas de Flujo		
1. Materiales	Bs.	334.489
2. Mano de Obra		249.767
e. Oleoducto		
1. Materiales	Bs.	2.648.310
2. Mano de Obra		942.687
f. Gasducto		
1. Materiales	Bs.	617.448
2. Mano de Obra		266.768
Costo Total:	Bs.	<u>12.293.114</u>



Este costo está tomado de una Estación de Flujo para el año 1.973, antes de producirse la crisis energética mundial, que trajo como consecuencia el aumento considerable de los equipos petroleros de hasta un 50% o más de su costo original, donde este equipo descrito anteriormente tendría un costo doble al del año 1.973, o sea que rebasaría los 24 millones de Bolívares.