

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL COMAHUE

FACULTAD DE INGENIERÍA  
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA



TESIS DE GRADO

**DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS DE SEPARACIÓN PRIMARIA**

**Trabajo Profesional en Oficina de Ingeniería**

**Autor: Gimena Haydee García**

Tutor Académico: Ing. José Luis Aprea

Tutor Externo: Ing. Gabriela Salafia

Carrera: Ingeniería Química

**2019**

*Agradezco a mi tutor institucional José Luis Aprea quien me guió durante todo el desarrollo de este proyecto.*

*Agradezco a TECFOR Ingeniería por brindarme un espacio de trabajo, capacitarme y darme herramientas para ser una futura profesional. En particular quiero agradecer, a mi tutora la Ingeniera Gabriela Salafia quien desinteresadamente me brindo su tiempo y confió en mí para desarrollar este proyecto. A mis compañeros de trabajo por la paciencia y el compañerismo.*

*Quiero agradecer a mi familia por el apoyo incondicional que me permitió poder estudiar la carrera que elegí sin inconvenientes.*

*A mis amigas y novio por estar en esos momentos donde se necesita un poco de fuerza para no bajar nunca los brazos.*

*Por último, agradecer a la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional del Comahue, a todos los profesores que hacen posible su funcionamiento y a mis compañeros con los que compartimos estos años.*

*Un agradecimiento y reconocimiento especial para mi compañera de estudio Florencia Cossio quién me acompañó durante toda la carrera.*

## INDICE

<b>1.</b>	<b>RESUMEN .....</b>	<b>7</b>
<b>2.</b>	<b>PALABRAS CLAVE .....</b>	<b>7</b>
<b>3.</b>	<b>ABSTRACT.....</b>	<b>8</b>
<b>4.</b>	<b>KEY WORDS .....</b>	<b>8</b>
<b>5.</b>	<b>INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>9</b>
<b>6.</b>	<b>MARCO TEÓRICO .....</b>	<b>11</b>
<b>6.1.</b>	<b>RESERVORIOS.....</b>	<b>11</b>
<b>6.2.</b>	<b>COMPORTAMIENTO DE FASE .....</b>	<b>12</b>
6.2.1.	Sistemas puros.....	13
6.2.2.	Sistemas multicomponentes .....	14
<b>6.3.</b>	<b>FLUIDOS DE RESERVORIO .....</b>	<b>15</b>
6.3.1.	Petróleo Negro: .....	16
6.3.2.	Petróleo Volátil: .....	17
6.3.3.	Gas Condensado:.....	18
6.3.4.	Gas Húmedo: .....	19
6.3.5.	Gas Seco:.....	20
<b>6.4.</b>	<b>PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS.....</b>	<b>21</b>
6.4.1.	Peso molecular y peso molecular aparente .....	21
6.4.2.	Viscosidad .....	22
6.4.3.	Propiedades del gas.....	23
6.4.3.1.	Gravedad específica y densidad. ....	23
6.4.3.2.	Ecuaciones de estado para gases no ideales.....	24
6.4.3.3.	Propiedades reducidas.....	25
6.4.3.4.	Viscosidad del gas.....	25
6.4.4.	Propiedades del líquido .....	26
6.4.4.1.	Gravedad específica y densidad .....	26

6.4.4.2.	Viscosidad del líquido.....	27
6.4.4.3.	Propiedades de mezclas líquidas.....	28
6.4.4.4.	Viscosidad de las mezclas agua-petróleo.....	28
6.4.5.	Cálculos Flash.....	28
<b>6.5.</b>	<b>SEPARADORES.....</b>	<b>30</b>
6.5.1.	Tipos de separadores según geometría.....	30
6.5.2.	Tipos de separadores según presión de operación.....	30
6.5.3.	Componentes comunes:.....	31
6.5.3.1.	Sección de separación primaria:.....	31
6.5.3.2.	Sección de separación secundaria:.....	31
6.5.3.3.	Sección de extracción de niebla:.....	32
6.5.3.4.	Sección de acumulación de líquido:.....	33
6.5.4.	Control y seguridad.....	34
6.5.4.1.	Control de proceso de separación:.....	34
6.5.4.2.	Dispositivos de alivio:.....	36
6.5.5.	Comparación de separadores.....	38
<b>6.6.</b>	<b>TEORÍA DE LA SEPARACIÓN DE FASES.....</b>	<b>39</b>
6.6.1.	Método del tiempo de residencia:.....	39
6.6.1.1.	Separación bifásica (gas-líquido).....	40
6.6.1.2.	Separación trifásica (gas-petróleo-agua).....	41
6.6.2.	Método de sedimentación de gota- Separación por gravedad.....	43
<b>6.7.</b>	<b>CONSIDERACIONES DE DISEÑO.....</b>	<b>48</b>
6.7.1.	Consideraciones generales.....	48
6.7.2.	Datos requeridos.....	49
6.7.3.	Problemas potenciales.....	50
6.7.3.1.	Formación de espuma:.....	50
6.7.3.2.	Presencia de arena y eliminación de sólidos:.....	51
6.7.3.3.	Hidratos, parafinas y ceras:.....	51
6.7.3.4.	Variaciones de flujo:.....	51

<b>6.8.</b>	<b>CONSIDERACIONES MECÁNICAS.....</b>	<b>51</b>
6.8.1.	Materiales amparados por el código ASME .....	52
6.8.2.	Selección del material.....	52
6.8.3.	Espesor de pared .....	53
6.8.3.1.	Espesor por corrosión .....	55
<b>7.</b>	<b>PROCEDIMIENTO PARA DIMENSIONAR SEPARADORES. ....</b>	<b>56</b>
7.1.	SEPARADOR HORIZONTAL BIFÁSICO. ....	58
7.2.	SEPARADOR VERTICAL BIFÁSICO.....	61
7.3.	SEPARADOR HORIZONTAL TRIFÁSICO. ....	62
<b>8.</b>	<b>TRABAJOS DE INGENIERÍA REALIZADOS .....</b>	<b>65</b>
8.1.	DIMENSIONAMIENTO DE UN SEPARADOR TRIFÁSICO HORIZONTAL .....	65
8.1.1.	Datos.....	65
8.1.2.	Desarrollo .....	67
8.1.3.	Conclusión.....	79
8.2.	PROYECTO TECFOR 1482.....	79
8.2.1.	Verificación de separador trifásico de 150 m <sup>3</sup> /día de petróleo.....	81
8.2.2.	Verificación de separador trifásico de 500 m <sup>3</sup> /día de petróleo.....	94
8.3.	COMPARACIÓN DIMENSIONAMIENTO VS SEPARADOR TRIFÁSICO 500 M <sup>3</sup> /DÍA. 107	
<b>9.</b>	<b>CONCLUSIONES Y TAREAS FUTURAS .....</b>	<b>107</b>
<b>10.</b>	<b>ANEXOS .....</b>	<b>108</b>

10.1.	ANEXO 1- VISCOSIDAD DE HIDROCARBUROS GASEOSOS EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA.....	108
10.2.	ANEXO 2- GRAVEDAD ESPECIFICA APROXIMADA DE FRACCIONES DE PETRÓLEO EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA.....	109
10.3.	ANEXO 3- GRAVEDAD ESPECÍFICA APROXIMADA PARA FRACCIONES DE PETRÓLEO QUE EXPERIMENTAN CAMBIOS DE FASE EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA Y LA PRESIÓN.....	110
10.4.	ANEXO 4- CURVAS DE VISCOSIDAD-TEMPERATURA TÍPICAS PARA DISTINTOS PETRÓLEOS CRUDOS.....	111
10.5.	ANEXO 5- RELACIÓN ENTRE EL COEFICIENTE DE ARRASTRE Y EL NÚMERO DE REYNOLDS DE PARTÍCULA PARA PARTÍCULAS ESFÉRICAS Y OTRAS FORMAS.....	112
10.6.	ANEXO 6- COEFICIENTE DE ARRASTRE ( $C_D$ ) VS $C_D$ MULTIPLICADO POR EL NÚMERO DE REYNOLDS AL CUADRADO.....	112
10.7.	ANEXO 7- TABLA DE VOLÚMENES PARCIALES DE CILINDROS HORIZONTALES.....	113
10.8.	ANEXO 8- SELECCIÓN DE PRESIONES DE TRABAJO MÁXIMAS PERMITIDAS.....	115
10.9.	ANEXO 9-RESUMEN DE CLASIFICACIONES DE PRESIÓN ANSI.....	115
11.	REFERENCIAS.....	116

## **1. RESUMEN**

El objetivo de este trabajo es reflejar los conocimientos adquiridos en los meses trabajados en la empresa TECFOR Ingeniería S.R.L adjuntando la documentación que describe la participación en tareas propias de Ingeniería. Además, en este trabajo se pretende plasmar la recopilación bibliográfica sobre el estado del arte del tema, los fundamentos teóricos y los procedimientos de cálculo para el dimensionamiento de equipos de separación primaria de fluidos de producción de pozos de petróleo crudo y gas. Una vez comprendidos los principios básicos de operación de los equipos de separación se realiza una descripción de tales equipos, se detallan las características, las aplicaciones y los métodos de cálculo y diseño, como así también las ventajas y desventajas de cada uno de ellos. Se analiza el flujo de fluidos dentro del equipo, y se presentan los criterios para definir los lazos de control y dispositivos de seguridad. Conjuntamente, en el desarrollo del trabajo se incluyen aquellos posibles inconvenientes de operación en los cuales puede verse involucrado el equipo. Una adecuada selección del separador se basa en considerar todos parámetros de operación junto a las propiedades de los fluidos provenientes del pozo. Finalmente, desde la óptica de la ingeniería química, se analizan los resultados logrados y se proponen acciones futuras sobre los casos estudiados

## **2. PALABRAS CLAVE**

Separador, Gas, Petróleo, Fases

### **3. ABSTRACT**

The objective of this work is to illustrate about the knowledge acquired in the months worked in the company TECFOR Ingeniería S.R.L, attaching the documentation that describes the participation in engineering tasks. In addition, this work aims to present the bibliographic compilation on the state of the art of the subject, the theoretical foundations and calculation procedures for the sizing of primary separation equipment for production fluids of crude oil and gas wells. Once the basic principles of operation of the separation equipment are understood, a description of such equipment is made, the characteristics, applications and calculation and design methods are detailed, as well as the advantages and disadvantages of each of them. Fluid flow within the equipment is analyzed, and the criteria for defining control loops and safety devices are presented. In addition, the development of work includes those possible operating problems in which the equipment may be involved. An adequate selection of the separator is based on considering all operating parameters together with the properties of the fluids coming from the wells. Finally, from the perspective of chemical engineering, the results achieved are analyzed and future actions are proposed on the cases studied.

### **4. KEY WORDS**

Separator, Gas, Oil, Phases

## 5. INTRODUCCIÓN

El fluido que se obtiene de un yacimiento petrolífero es, en general, de naturaleza multifásica. En la Industria petrolera, la separación primaria de estas fases es una de las operaciones fundamentales en la producción y procesamiento del crudo y del gas natural.

Los fluidos que se generan son, en su mayoría, mezclas complejas de hidrocarburos (compuestos de hidrógeno y carbono), agua y partículas sólidas. Además, pueden estar presentes compuestos inertes como nitrógeno y/o contaminantes como el dióxido de carbono o sulfuro de hidrógeno [01].

En el recorrido desde el yacimiento hasta las instalaciones superficiales, se reduce la presión y la temperatura de estos fluidos. La presión es la fuerza impulsora de los fluidos desde el reservorio hasta la superficie. En algunos casos se requiere reducirla aún más en superficie. La temperatura en el reservorio es constante, pero va disminuyendo a medida que disminuye la profundidad dentro del pozo. Las propiedades de los fluidos varían tanto con la presión como con la temperatura, por lo que es crítico conocer ambas variables.

Es necesario contar con un equipo que permita separar las diferentes fases que componen el fluido obtenido del pozo para luego obtener materias primas (gas y crudo). Separar in situ o próximo a la locación del pozo facilita los procesos posteriores de separación y transporte.

El proceso de producción de hidrocarburos, en su primera etapa correspondiente a la separación primaria, se puede representar a través del esquema de la Figura 1:

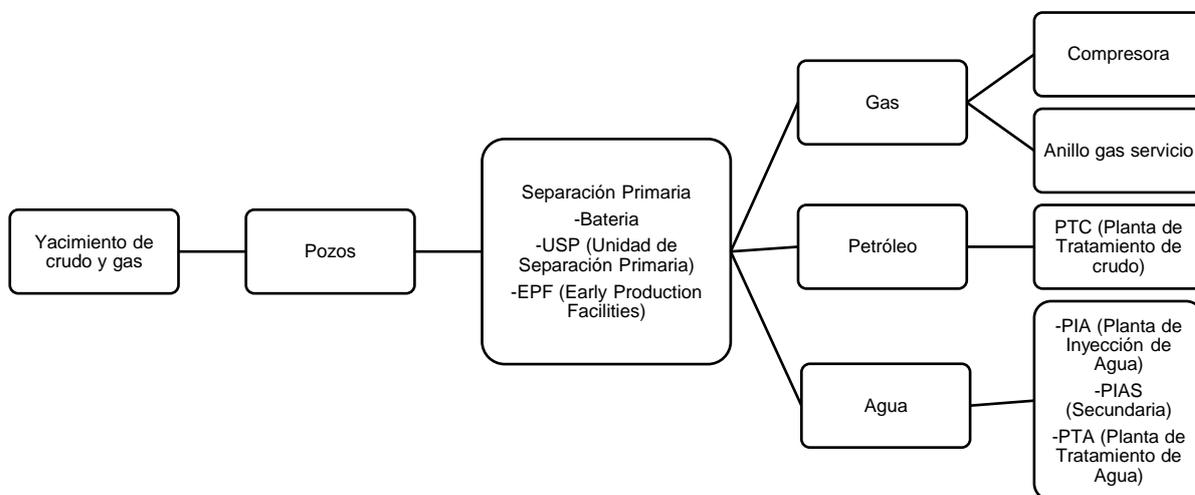


Figura 1. Proceso de producción de hidrocarburos

Generalmente se utilizan tres principios físicos para conseguir la separación del gas y los líquidos: la velocidad, la gravedad y la coalescencia [02]. Estos principios se desarrollan en detalle a continuación.

En el presente trabajo se analizan los principales requisitos para obtener una separación apropiada, se describen los procedimientos de cálculo para el diseño de equipos de separación primaria, y se realiza la verificación de capacidad de dos equipos existentes con caudales de pozos provenientes de reservorios no convencionales, particularmente aquellos provenientes de Vaca Muerta.

## 6. MARCO TEÓRICO

### 6.1. Reservorios

Un reservorio es una roca que tiene espacios que pueden almacenar fluidos dentro de sí, denominados poros, que son capaces de contener petróleo y gas. Para que se forme un yacimiento, el petróleo y el gas tienen que concentrarse en un lugar, evitando escapar hacia la superficie. Este elemento que favorece la concentración se denomina trampa.

Un yacimiento de hidrocarburos convencionales es una roca reservorio permeable, cuyos hidrocarburos almacenados se encuentran atrapados por una roca "sello" impermeable. Todo lo que difiere de este esquema es considerado un hidrocarburo "no convencional".

Actualmente, en Argentina se ha puesto el foco en los reservorios no convencionales que contienen por su gran extensión, volúmenes de hidrocarburos sustancialmente mayores a los contenidos en los reservorios convencionales. Sin embargo, debido a su extrema baja permeabilidad y gran profundidad, la exploración y el desarrollo de los reservorios no convencionales requieren la aplicación de métodos y tecnologías nuevas y costosas.

En este sentido, a partir del desarrollo de mejores y más eficientes métodos de fractura hidráulica y perforación horizontal, más la existencia de una industria de servicios dinámica y competitiva, los yacimientos de *tight gas* y de *shale* están siendo intensamente desarrollados en nuestro país.

En Argentina, cuando se habla de "no convencionales", se hace referencia específicamente a dos tipos de hidrocarburos: los de las formaciones "shale", como Vaca Muerta, y los de las formaciones "tight". En ambos casos, se trata de formaciones muy compactas. Las "tight", de baja permeabilidad. Las "shale", directamente impermeables. La baja permeabilidad está relacionada con el reducido tamaño de los poros. El diámetro de los poros en los shales varía entre menores a 1 y 100 nanómetros.

Extraer el shale gas y shale oil es, precisamente, ir a buscar los hidrocarburos allí, en las formaciones en las que se generaron, y que quedaron sin migrar a formaciones permeables o yacimientos convencionales. Para lograrlo, es necesario conectar los nanoporos y así elevar la permeabilidad.

En la Tabla 1 se resumen las principales diferencias de los tipos de yacimientos [03]:

Tabla 1. Características distintivas de los yacimientos convencionales y no convencionales

Yacimientos convencionales	Yacimientos no convencionales (tipo <i>shale</i> )
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Existencia de una roca reservorio porosa y permeable para la acumulación de hidrocarburos.</li> <li>• Acumulación relacionada a una trampa con una roca impermeable que evita su fuga.</li> <li>• Normalmente presentan dentro del reservorio un límite definido o una separación inferior, entre los hidrocarburos y el agua.</li> <li>• Normalmente no necesitan estimulaciones (mejora artificial de la permeabilidad) para producir. Cuando lo requieren es a una escala mucho menor que la de los no convencionales.</li> <li>• Predominan los pozos verticales sobre los horizontales.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Existencia de una roca reservorio de muy baja porosidad y permeabilidad</li> <li>• No necesita de una trampa para su acumulación, debido a que los hidrocarburos se alojan en la roca madre.</li> <li>• No hay límites definidos entre los hidrocarburos y el agua en la roca que los aloja.</li> <li>• Necesitan estimulación artificial para producir (fracturación) de gran envergadura.</li> <li>• Mejor producción con pozos horizontales</li> </ul>

## 6.2. Comportamiento de fase

Una fase se define como cualquier porción de materia compuesta por una o más sustancias, la cual tiene propiedades uniformes en toda su extensión, es decir homogénea. Una fase presenta un estado de agregación característico que puede ser sólido, líquido o vapor.

La energía que posee cualquier sustancia depende de su fase. Los sólidos tienen una forma definida y están compuestos de moléculas con muy poca energía que permanecen en un lugar a pesar de que vibran. Los líquidos tienen un volumen definido, pero no una forma definida. Estos asumen la forma del recipiente, pero no necesariamente lo llenan. Las moléculas líquidas poseen más energía que un sólido

(permite el movimiento de un lugar a otro). En virtud de la energía, hay más espacio entre las moléculas y son menos densos que los sólidos.

Los vapores no tienen un volumen o forma definida, pero si ocupan el recipiente en el que se colocan. Las moléculas de vapor poseen más energía que las de líquido (muy activas) y resultan ser menos densas.

Factores importantes para el comportamiento físico de las moléculas son: la presión, la temperatura y las fuerzas intermoleculares.

### 6.2.1. Sistemas puros

Un sistema que contiene un único componente exhibe un comportamiento de fase característico. Dependiendo de la presión y de la temperatura del componente, puede existir como un vapor, un líquido o una combinación de equilibrio de vapor y líquido. En la Figura 2 se observa el comportamiento típico de un sistema puro [04].

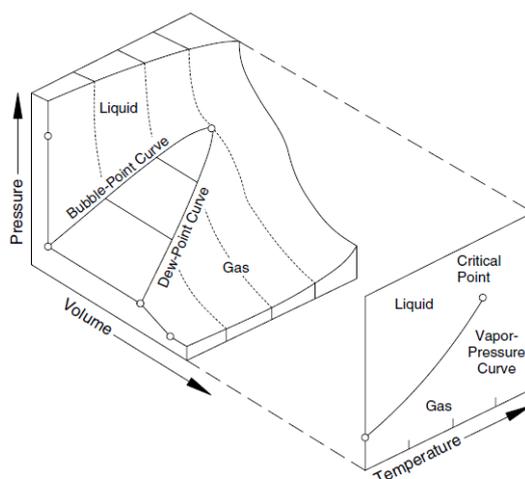


Figura 2. Diagrama de fase de un componente puro.

El comportamiento usual de presión-temperatura de un componente puro presenta la siguiente curva tal como muestra la Figura 3 [04]:

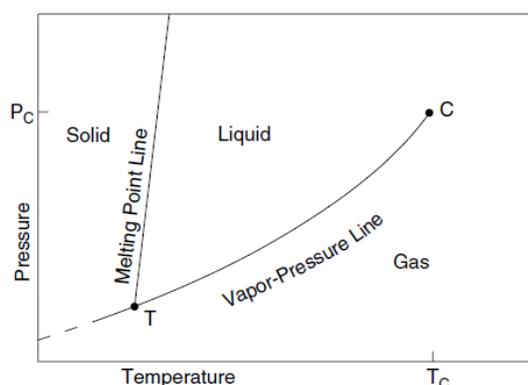


Figura 3. Comportamiento presión-temperatura de un componente puro.

La línea de presión de vapor en la figura 3 divide la región líquida de la región de vapor. Esta línea representa el lugar de presiones y temperaturas donde el vapor y el líquido existen en equilibrio. El punto (C) es el punto en el que las propiedades intensivas de las fases líquida y vapor se vuelven idénticas. Este punto marca el final de la línea de presión de vapor e identifica la presión crítica ( $P_c$ ) y la temperatura crítica ( $T_c$ ) del componente puro. El punto triple es el punto donde las fases líquida, gaseosa y sólida existen en el equilibrio.

### 6.2.2. Sistemas multicomponentes

A diferencia de los sistemas puros, las mezclas de varios componentes presentan características de comportamiento de fase diferentes. En lugar de tener una curva de presión de vapor, una mezcla exhibe una envolvente de fase, como se muestra en la Figura 4 [04].

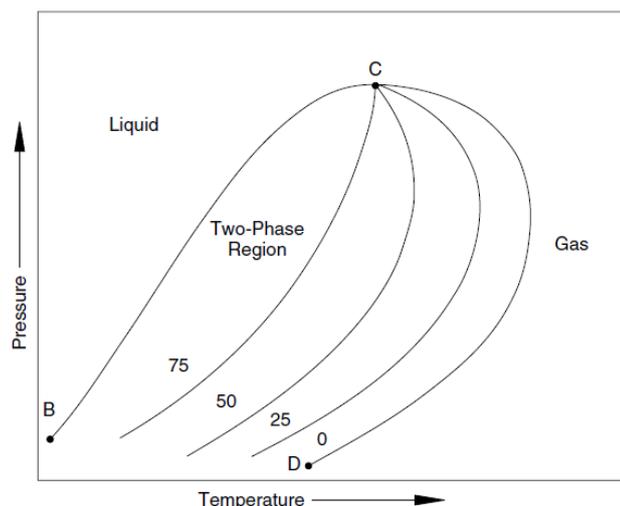


Figura 4. Envolvente de fase de un sistema multicomponente.

La envolvente de fase (curva BCD) separa las fases líquida y gaseosa. El área dentro de esta envoltura se denomina región de dos fases y representa los rangos de presión y temperatura en los cuales el líquido y el gas existen en equilibrio.

La línea superior de la región de dos fases (curva BC) es la línea de punto de burbuja. Esta línea indica dónde aparece la primera burbuja de vapor cuando la presión de la mezcla de la fase líquida se reduce a temperatura constante, o cuando la temperatura aumenta a presión constante.

La sección inferior de la envolvente de fase (curva CD) es la línea de punto de rocío. Esta línea, a diferencia de la anterior, indica dónde aparece la primera gota de líquido cuando la presión de la mezcla de la fase gaseosa cambia a temperatura

constante, o cuando la temperatura disminuye a presión constante. (Se debe tener en cuenta que para ciertas temperaturas en esta envolvente en particular, hay dos puntos de rocío). La línea del punto de burbuja y la línea del punto de rocío se encuentran en el punto crítico (C). La presión y la temperatura en ese punto se denominan críticas.

La presión más alta en la región de dos fases se llama cricondenbárica, mientras que la temperatura más alta en la región de dos fases se denomina cricondentérmica.

### 6.3. Fluidos de reservorio

En función de la composición, la presión y la temperatura de reservorio, así como de las condiciones de separación se definen cinco fluidos de reservorio:

1. Petróleo Negro.
2. Petróleo Volátil.
3. Gas Condensado.
4. Gas Húmedo.
5. Gas Seco.

En la Figura 5 [04] se representa la envolvente de fase característica para dichos fluidos de reservorio.

Para determinar cualquiera de los cinco tipos de fluidos de yacimiento es necesario un análisis de laboratorio que confirme el tipo de fluido; conocer el GOR (Gas-Oil Rate) del pozo, la gravedad específica del fluido y el color del fluido, los datos PVT (Presión-Volumen-Temperatura) y conocer las condiciones iniciales de presión y temperatura.

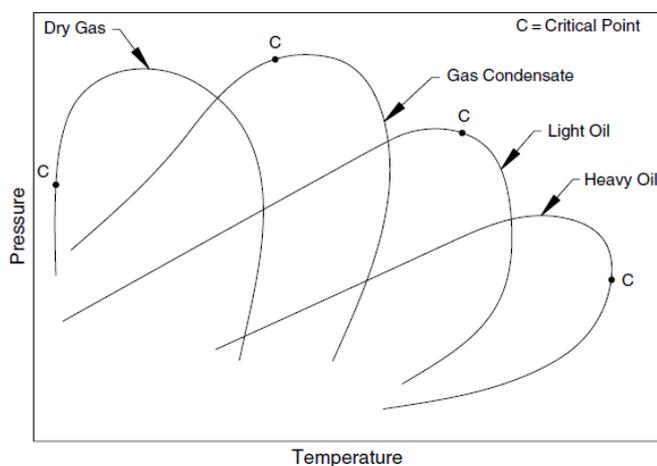


Figura 5. Envolvente de fase característica para cuatro fluidos de reservorios.

### 6.3.1. Petr6leo Negro:

Los reservorios de petr6leo negro tambi6n se conocen como petr6leo crudo de bajo encogimiento. Su temperatura es inferior a la temperatura cr6tica. El reservorio est6 inicialmente subsaturado y podr6a disolver m6s gas si lo hubiera. No se formar6 gas en el reservorio hasta que la presi6n alcance el punto de burbuja, en cuyo punto se satura y contiene la cantidad de gas disuelto determinada por el equilibrio.

Cualquier reducci6n en la presi6n liberar6 gas para formar una fase libre de gas en el reservorio. El gas adicional se desprende del petr6leo a medida que se desplaza desde el reservorio, a trav6s del pozo, hacia la superficie, lo que provoca una cierta contracci6n (o encogimiento) del petr6leo. Las condiciones del separador se encuentran dentro de la envolvente de fase, lo que indica que una cantidad relativamente grande de l6quido llega a la superficie

Las caracter6sticas de su diagrama de fase se muestran en la Figura 6 [04].

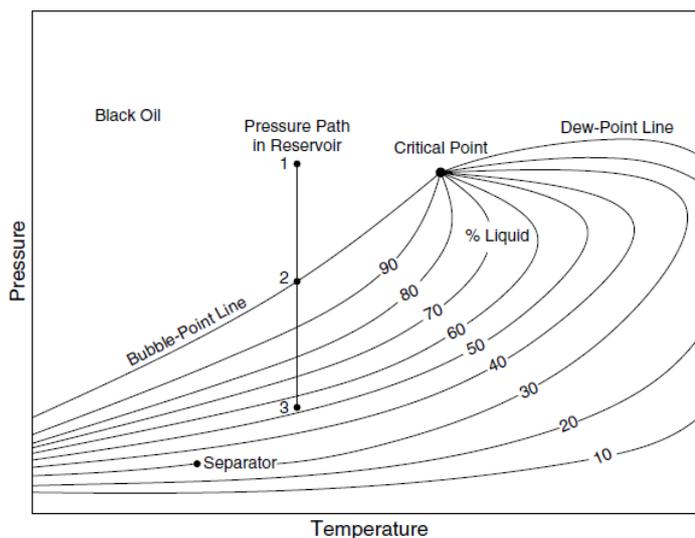


Figura 6. Diagrama de fase caracter6stico de un reservorio de petr6leo negro con una l6nea de reducci6n de presi6n isot6rmica y condiciones de separaci6n de superficie.

Las caracter6sticas del petr6leo negro se pueden resumir de la siguiente manera:

- Mol6culas grandes
- La  $T_c$  est6 lejos de la  $T$  reservorio (punto 1)
- GOR inicial - hasta  $300 \text{ m}^3/\text{m}^3$  ( $2000 \text{ SCF/SBT}^1$ )
- Densidad  $\text{API}^2$  - entre  $35^\circ$  y  $45^\circ$
- $\text{Bo}^3$  inicial - hasta  $2.0 \text{ m}^3/\text{m}^3$

---

<sup>1</sup> SCF/SBT: standard cubic foot per stock tank barrel.

<sup>2</sup> Se define la densidad API en p6gina 26.

- Color-Negro tinte verdoso o marron
- Composición de C7+ (heptanos plus)-mayor al 30% en moles

### 6.3.2. Petróleo Volátil:

Los reservorios de aceites volátiles también se conocen como crudos de alto encogimiento. Contienen relativamente menos moléculas pesadas y más intermedias (definidas como etano hasta hexanos) que los reservorios de petróleo negro. Su temperatura es inferior a la temperatura crítica. El rango de temperatura cubierto por la envolvente de fase es algo más pequeño, pero más interesante es la posición del punto crítico. La temperatura crítica es mucho más baja que para un petróleo negro y está cerca de la temperatura del reservorio.

Las curvas de volumen constante no están espaciadas uniformemente, sino que se desplazan hacia arriba hacia la línea del punto de burbuja. Una pequeña reducción de la presión por debajo del punto de burbuja provoca la liberación de una gran cantidad de gas en el depósito. Una curva de volumen con un porcentaje de líquido mucho menor cruza las condiciones del separador, de ahí el nombre de “petróleo volátil”

Sus características de diagrama de fase se muestran en la Figura 7[04].

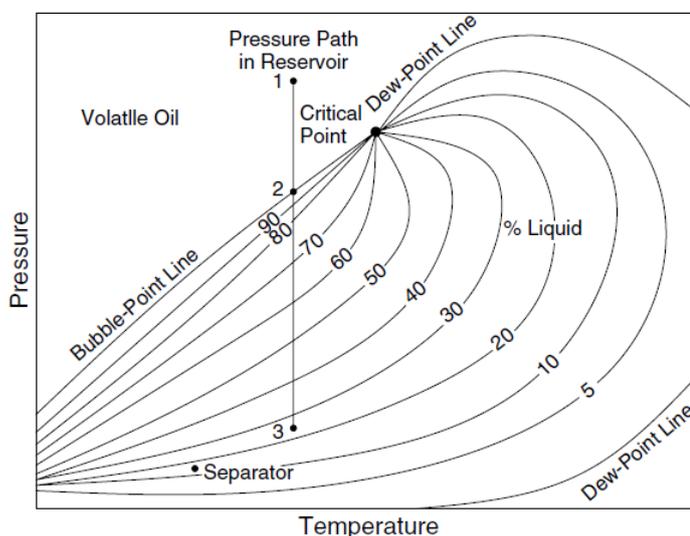


Figura 7. Diagrama de fase característico de un reservorio de petróleo volátil con una línea de reducción de presión isotérmica y condiciones de separación de superficie.

Las características del petróleo volátil se pueden resumir de la siguiente manera:

- Moléculas medianas

---

<sup>3</sup> Bo: factor volumétrico de formación de petróleo: Se define como la relación de volumen en condiciones de yacimiento sobre volumen en condiciones de superficie.

- La  $T_c$  está cerca de la  $T$  reservorio (punto 1)
- GOR inicial-desde  $300 \text{ m}^3/\text{m}^3$  a  $600 \text{ m}^3/\text{m}^3$  (2000 a 3300 SCF/SBT)
- Densidad API – mayor a  $45^\circ$  y aumentando durante la vida del pozo
- $B_o$  - mayor a  $2.0 \text{ m}^3/\text{m}^3$
- Color-Marron, naranja o en ocasiones verde
- Composición de C7+ (heptanos plus)- desde 12,5% a 30% en moles

### 6.3.3. Gas Condensado:

El reservorio de gas condensado también se conoce como gas retrógrado. Su temperatura está entre la crítica y la cricondentérmica.

Inicialmente, el gas retrógrado es totalmente gas en el reservorio. A medida que disminuye la presión del reservorio, el gas retrógrado exhibe un punto de rocío (punto 2). Como se reduce la presión, el líquido se condensa a partir del gas para formar un líquido libre en el reservorio.

Este líquido normalmente no fluirá y no se podrá producir. El líquido provendrá de los extremos más pesados en el fluido de fase densa. A medida que la presión descende por debajo del punto de rocío, la formación de líquido aumenta siempre que la presión se encuentre en la región retrógrada. Por debajo de la región retrógrada se produce cierta vaporización. Ver Figura 8 [04].

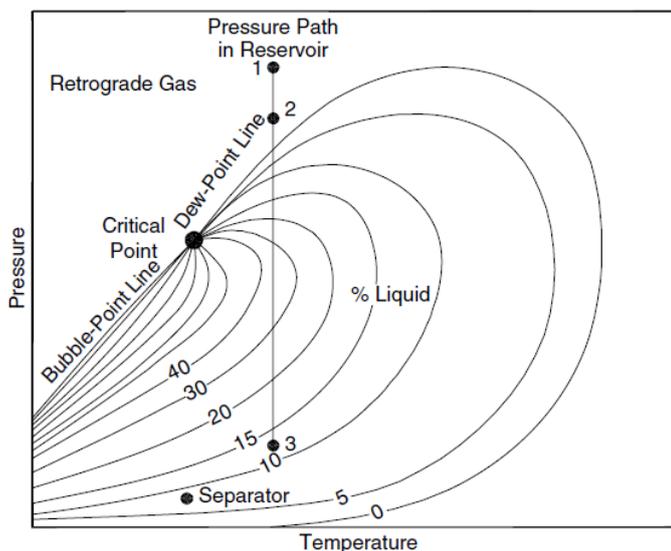


Figura 8. Diagrama de fase característico de un reservorio de gas condensado con una línea de reducción de presión isotérmica y condiciones de separación de superficie.

Las características del gas condensado se pueden resumir de la siguiente manera:

- Pocos HC pesados
- $T$  cricondentérmica  $>$   $T$  reservorio  $>$   $T_c$
- GOR-  $600 - 20000 \text{ m}^3/\text{m}^3$  (3300 a 150.000 SCF/SBT)

- Densidad API - desde 40° a 60°
- Ligeramente coloreado-Marron, verde, naranja.
- Composición de C7+ (heptanos plus)- menor a 12,5% en moles

#### 6.3.4. Gas Húmedo:

En un reservorio de gas húmedo, el líquido superficial normalmente se denomina condensado y el gas del reservorio a veces se denomina gas de condensado, lo que genera confusión entre los gases húmedos y los gases retrógrados. La palabra "húmedo" no significa que el gas este húmedo con agua, sino que se refiere al líquido de hidrocarburo, que se condensa en las condiciones de la superficie. De hecho, el gas del reservorio normalmente está saturado con agua. Se muestran las características de su diagrama de fase en la Figura 9 [04]:

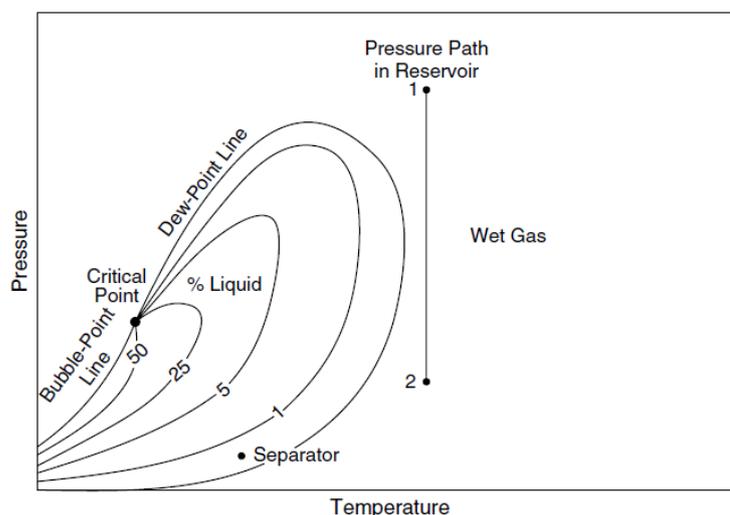


Figura 9. Diagrama de fase característico de un reservorio de gas húmedo con una línea de reducción de presión isotérmica y condiciones de separación de superficie.

Se observa que todo el diagrama de fase se encuentra debajo de la temperatura del reservorio. El fluido en el reservorio existe únicamente como un gas. La trayectoria de presión no entra en la envolvente de la fase y, por lo tanto, no se forma líquido en el reservorio. Las condiciones del separador se encuentran dentro de la envolvente de la fase, lo que hace que se forme un líquido de hidrocarburo en la superficie.

Las características del gas húmedo se pueden resumir de la siguiente manera:

- $T_{\text{reservorio}} > T_{\text{cricondentermica}} > T_c$
- GOR mayor a  $10000 \text{ m}^3/\text{m}^3$  (mayor a 50.000 SCF/SBT)
- GOR constante
- No hay condensación en el reservorio

- Densidad API - desde 40° a 60° (Como los líquidos de reservorios de gas condensados).

### 6.3.5. Gas Seco:

La palabra "seco" indica que el gas no contiene suficientes moléculas pesadas para formar un líquido de hidrocarburo en la superficie. En cuanto al agua, por lo general, una fracción de agua líquida se condensa en la superficie. A menudo, esto se denomina simplemente "reservorio de gas". Esto conduce a confusión porque los reservorios de gas húmedo a veces se denominan reservorios de gas. Además, un gas retrógrado generalmente existe como gas en el reservorio. El gas seco es principalmente metano con algunos intermedios. Las características de su diagrama de fase se muestran a continuación en la Figura 10 [04]:

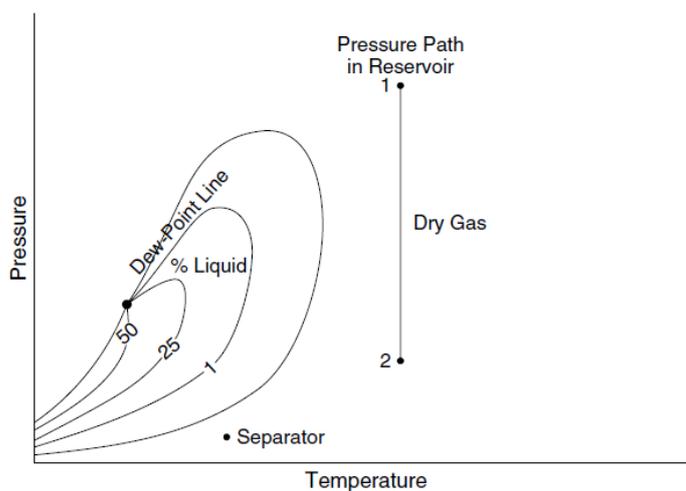


Figura 10. Diagrama de fase característico de un reservorio de gas seco con una línea de reducción de presión isotérmica y condiciones de separación de superficie.

Se observa que la mezcla de hidrocarburos es únicamente gas en el reservorio, y las condiciones normales del separador de superficie caen fuera de la envolvente de fase. Por lo tanto, teóricamente, no se forma ningún líquido de hidrocarburo en la superficie.

Las características del gas seco se pueden resumir de la siguiente manera:

- $T_{\text{reservorio}} > T_{\text{cricondentermica}} > T_c$ .
- No hay líquido asociado.
- No hay condensación en el reservorio.

## 6.4. Propiedades de los fluidos

Describir las propiedades de los fluidos resulta de suma importancia en la selección adecuada del separador.

Una estimación precisa de las propiedades físicas es esencial para obtener cálculos confiables. Las propiedades físicas y químicas dependen de:

- Composición,
- Presión,
- Temperatura.

Un sistema de un solo componente, como el metano, propano o agua, se comporta de una manera muy predecible. El comportamiento de un sistema de un solo componente puede correlacionarse con precisión en forma tabular. Para todos los demás, se debe usar las ecuaciones de estado de presión, volumen y temperatura (PVT) o un promedio ponderado (suponiendo que la contribución de las moléculas individuales sea proporcional a su cantidad relativa en la mezcla). Cuanto más diferentes sean las moléculas, menos precisa será la predicción, por este motivo resulta óptimo para el diseño contar con ensayos de laboratorio en el fluido a separar.

El agua en forma líquida o de vapor está presente en cierto grado en todos los sistemas. El agua líquida es básicamente inmisible en hidrocarburos. Dado que los cálculos de comportamiento de fase no son aplicables al agua, se deben utilizar procedimientos especiales.

Las ecuaciones de estado usan los valores de P, V y T en el punto crítico. Existe un punto crítico específico para cada componente de hidrocarburo. Para un componente puro, los valores críticos representan la presión y la temperatura máximas a las que puede existir un sistema de vapor-líquido de dos fases. Por encima de  $P_c$  y  $T_c$ , solo es posible una sola fase. Para mezclas, se calculan valores pseudocríticos. Estos valores no son un punto en el diagrama de fase, sino un valor de correlación que permite realizar cálculos de rutina.

### 6.4.1. Peso molecular y peso molecular aparente

El número de moles se define como:

$$n = \frac{m}{M}$$

Donde

*m*: Peso

*M*: Peso molecular

Cuando se trata de mezclas de hidrocarburos la forma de predecir su peso molecular es a través del peso molecular aparente. El mismo se define como la suma de los productos de las fracciones molares de cada componente por el peso molecular de ese componente.

$$MW = \sum y_i M_i$$

Donde:

*y<sub>i</sub>*: Fracción molecular del componente *i*.

*M<sub>i</sub>*: Peso molecular del componente *i*.

$$\sum y_i = 1$$

#### 6.4.2. Viscosidad

Es la propiedad de un fluido que indica su resistencia a fluir. Es una propiedad dinámica ya que puede medirse solo cuando el fluido está en movimiento.

En otras palabras, la viscosidad es una propiedad que representa las fuerzas de arrastre causadas por las fuerzas atractivas en las capas de fluido adyacentes. Podría considerarse como la fricción interna entre las moléculas, independiente de la que existe entre el fluido y la pared de la tubería.

Dicha propiedad resulta importante ya que es utilizada en las ecuaciones de flujo y en el dimensionamiento de los equipos de proceso. Además, se utiliza para la clasificar el tipo petróleo, lo cual se requiere conocer en las etapas de producción, transporte y refinación.

La unidad de la viscosidad en la industria del petróleo es el poise. Sin embargo, con el fin de reconocer pequeñas variaciones, su valor se expresa también en centipoise [cP].

$$1 \text{ centipoise} = 0,01 \frac{g}{cm.s}$$

Existen dos definiciones de viscosidad, absoluta o dinámica, y ambas se relacionan de la siguiente manera:

$$\gamma = \frac{\mu}{\rho}$$

Donde:

$\gamma$ : Viscosidad dinámica (cSt)

$\mu$ : Viscosidad absoluta (cP)

$\rho$ : Densidad (g/cm<sup>3</sup>)

$$1 \text{ centistoke} = 0,01 \frac{\text{cm}^2}{\text{s}}$$

La viscosidad del fluido cambia con la temperatura. La viscosidad del líquido disminuye al aumentar la temperatura, mientras que la viscosidad del gas disminuye inicialmente al aumentar la temperatura y luego aumenta al aumentar la temperatura.

### 6.4.3. Propiedades del gas

Cualquier ecuación que correlaciona P, V y T se denomina "ecuación de estado".

La siguiente ecuación se denomina "ley del gas ideal"

$$P.V = n.R.T$$

Donde:

*P*: Presión absoluta

*V*: Volumen

*T*: Temperatura absoluta.

*n*: Número de moles del volumen de gas a *P* y *T*.

*R*: Constante universal de los gases.

La ecuación es válida hasta presiones de alrededor de 60 psia (500 KPa) (4 bar a). Como resultado de esto, su precisión disminuye y el sistema debe considerarse una ecuación de estado de gas no ideal.

#### 6.4.3.1. Gravedad específica y densidad.

La gravedad específica se define como el cociente de la densidad del gas sobre la densidad del aire en condiciones estándar de presión y temperatura (STP). Es decir, a 14,7 psia (1 atm) y 60°F (15,6°C).

$$GE = \frac{\rho_{gas}}{\rho_{aire}}$$

Utilizando la ley de gases ideales, la gravedad específica puede calcularse como:

$$GE = \frac{(MW)_g}{(MW)_{aire}} = \frac{(MW)_g}{29}$$

#### 6.4.3.2. Ecuaciones de estado para gases no ideales

Las ecuaciones de estado de los gases ideales describen la mayoría de los gases reales a baja presión, pero no reproducen resultados reales a presiones más altas. Se han desarrollado muchas ecuaciones de PVT para describir el comportamiento del gas real (no ideal).

Cada ecuación es empírica en el sentido de que correlaciona un conjunto específico de datos utilizando una o más constantes empíricas. Desafortunadamente, no existe una correlación que ajuste de manera adecuada para todas las mezclas de gases. Algunas de las ecuaciones de estado más comunes que intentan definir la relación entre V, T y P para los gases reales son las siguientes:

- Van der Waals:

$$\left(P - \frac{n^2 a}{V^2}\right) \cdot (V - nb) = n \cdot R \cdot T$$

- Redlich–Kwong (RK):

$$P = \frac{R \cdot T}{V - b} - \frac{a}{T^{0.5} \cdot V \cdot (V - b)}$$

- Peng–Robinson (PR):

$$P = \frac{R \cdot T}{V - b} - \frac{a \cdot (T)}{V \cdot (V + b) + b \cdot (V - b)}$$

Donde:

*a, b: Constantes empíricas.*

*V: Volumen molar.*

Se han publicado varias modificaciones de las ecuaciones anteriores en un intento de mejorar su validez.

Afortunadamente, todas las ecuaciones de estado ideales se pueden aproximar a la ecuación de estado de compresibilidad multiplicando el factor "RT" de la ecuación por el factor de compresibilidad (Z).

$$P \cdot V = Z \cdot n \cdot R \cdot T$$

Donde:

$$Z = \frac{\text{volumen real de gas}}{\text{volumen de gas ideal}}$$

Si el gas fuera ideal, entonces el factor Z sería 1. El rango típico de Z es entre 0,8 a 1,2.

#### 6.4.3.3. Propiedades reducidas.

Las propiedades reducidas se utilizan para correlacionar los datos experimentales. Las ecuaciones siguientes se pueden usar para calcular las propiedades reducidas de una corriente de flujo:

$$P_r = \frac{P}{P_c}$$
$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

Donde:

$P_c$  y  $T_c$ : Presión y temperatura crítica.

$P_r$  y  $T_r$ : Presión y temperatura reducida.

Los valores reducidos de presión y temperatura son variables adimensionales.

Las propiedades pseudo-críticas permiten evaluar mezclas de gases. La ecuación siguiente se pueden usar para calcular X propiedad pseudo crítica:

$$X'_c = \sum y_i X_{ci}$$

Donde:

$X'_c$ : Propiedad pseudo-crítica.

$y_i$ : Fracción molecular del componente  $i$ .

$$\sum y_i = 1$$

Las propiedades pseudo-reducidas son las mismas ecuaciones que para las propiedades reducidas, excepto que las propiedades críticas se sustituyen por las propiedades pseudo-críticas.

#### 6.4.3.4. Viscosidad del gas.

La Figura 26 del Anexo 1 se puede usar para estimar la viscosidad de un gas de hidrocarburo en diversas condiciones de temperatura y presión si se conoce la gravedad específica del gas en condiciones estándar. Es útil cuando la composición del gas no se conoce. Dicha estimación grafica no hace correcciones por presencia de  $H_2S$ ,  $CO_2$  y  $N_2$ , pero resulta útil para determinar viscosidades a alta presión. Desafortunadamente, es una correlación aproximada y, por lo tanto, produce resultados menos precisos que otras correlaciones, pero para la mayoría de los

cálculos de ingeniería genera resultados dentro de límites aceptables. Cuando se compara con la viscosidad de un líquido, la viscosidad del gas es muy baja, lo que indica las distancias relativamente grandes entre las moléculas.

#### 6.4.4. Propiedades del líquido

##### 6.4.4.1. Gravedad específica y densidad

La gravedad específica se define como el cociente de la densidad del líquido sobre la densidad del agua en condiciones estándar de presión y temperatura (STP). Es decir, a 14,7 psia (1 atm) y 60°F (15,6°C)

$$GE = \frac{\rho_{\text{líquido}}}{\rho_{\text{agua}}}$$

Para representar la densidad de los crudos normalmente se utiliza la gravedad API, la cual está relacionada con la gravedad específica de la siguiente manera:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{GE} - 131,5 \quad \text{a } 60^{\circ}F$$

La gravedad API (American Petroleum Institute) se define como la densidad relativa respecto del agua. Permite identificar si el petróleo es más o menos denso que el agua. Diferencia las calidades del crudo por medio de una escala numérica sencilla y universal, expresada en grados API ó °API. En esta escala, cuanto más liviano es el petróleo mayor es la gravedad API.

En la Tabla 2 se resumen los tipos de crudo según la gravedad API:

Tabla 2. Gravedad API y tipos de crudo

TIPO DE CRUDO	GRAVEDAD API
Liviano	>31,1°
Medio	22,3°-31,1°
Pesado	10°-22,3°
Extra Pesado	<10°

Los líquidos son relativamente incompresibles en comparación con los gases. El cálculo de las propiedades de las mezclas líquidas se complica por dos factores: la presencia de componentes de alta presión de vapor como el metano y el etano, y la reducción en volumen que se produce al mezclar dos líquidos de hidrocarburos.

Ambos efectos pueden entenderse al recordar que los líquidos están formados por moléculas de diferentes tamaños y formas, que poseen diferentes cantidades de energía.

La complejidad de estos cálculos depende de la presencia de metano, etano, dióxido de carbono, compuestos de azufre y no parafinas.

En la mayoría de los cálculos, la gravedad específica de los líquidos se relaciona normalmente con las condiciones reales de temperatura y presión. La Figura 28 del Anexo 2 se puede utilizar para estimar cómo la gravedad específica de un líquido disminuye al aumentar la temperatura, suponiendo que no haya cambios de fase. En la mayoría de los cálculos prácticos de caída de presión asociados con las instalaciones de producción, la diferencia en la gravedad específica causada por los cambios de presión no será significativa como para ser considerada si no hay cambios de fase.

Para los hidrocarburos, que experimentan cambios de fase significativos, la Figura 29 del Anexo 3 se puede usar como una aproximación de la gravedad específica a una presión y temperatura determinadas, una vez que se conoce la gravedad API del líquido.

Cuando se requiere un cálculo preciso para un hidrocarburo, es necesario considerar el gas que se libera al disminuir la presión y aumentar la temperatura. Por lo tanto, si un hidrocarburo se calienta a presión constante, su peso específico aumentará a medida que se liberen los hidrocarburos más ligeros. El cambio en la composición molecular del fluido se calcula mediante un "cálculo de flash". Este procedimiento se describirá más adelante.

#### 6.4.4.2. Viscosidad del líquido.

La mejor manera de determinar la viscosidad del petróleo crudo a cualquier temperatura es mediante determinación experimental. Si se conoce la viscosidad a una sola temperatura, la Figura 30 del Anexo 4 se puede usar para determinar la viscosidad a otra temperatura.

#### 6.4.4.3. Propiedades de mezclas líquidas.

La fase sólida proveniente de hidrocarburos de alto peso molecular, también conocidos como parafinas, pueden afectar dramáticamente la viscosidad de la muestra de crudo. El punto de enturbiamiento o punto niebla (cloud point) es la temperatura a la que las parafinas se hacen visibles por primera vez en una muestra cruda. Este cambio en la relación temperatura-viscosidad puede llevar a errores significativos en la estimación. Por lo tanto, se debe tener cuidado cuando se estiman las viscosidades cerca del punto de niebla.

El punto de fluidez (pour point) es la temperatura a la cual el petróleo crudo se convierte en un sólido y deja de fluir, medido mediante un procedimiento indicado por ASTM (American Society for Testing and Materials) específico.

En ausencia de datos de laboratorio, existen correlaciones que relacionan viscosidad y temperatura, dada la densidad del petróleo.

#### 6.4.4.4. Viscosidad de las mezclas agua-petróleo

La viscosidad del agua producida depende de la cantidad de sales disueltas y sólidos suspendidos en el agua y de la temperatura, pero para la mayoría de las situaciones prácticas varía de 1,5 a 2 centipoises a 10°C (50 °F), 0,7 a 1 centipoise a 37,8°C (100 °F) y 0,4 a 0,6 centipoise a 65,5°C (150 °F). [04]

Cuando se forma una emulsión de petróleo y agua, la viscosidad de la mezcla puede ser sustancialmente mayor que la viscosidad del petróleo o la del agua tomada independiente una de otra.

#### **6.4.5. Cálculos Flash**

La calidad de los productos de un separador de fases (corrientes líquida y vapor) se pueden determinar mediante el cálculo de un Flash. Es decir, se puede determinar la cantidad de fluido de hidrocarburo que existe en la fase gaseosa o la fase líquida en cualquier punto del proceso.

Conociendo el caudal y las composiciones molares globales de la corriente de ingreso al separador y especificando la Temperatura (T) y la Presión (P) a la que operará el equipo, quedan determinados tanto los caudales (L y V) como las composiciones de cada uno de los n componentes ( $x_N$  e  $y_N$ ) en las corrientes producto.

El cálculo flash para una mezcla multicomponente (n componentes) requiere del planteo del equilibrio vapor líquido, expresado a través de  $K_N$ , así como del balance de masa planteado para cada uno de los N componentes de la mezcla alimentada:

$$K_N = \frac{Y_N}{X_N}$$
$$X_N = \frac{Z_N}{(1 + \left(\frac{V}{F}\right)(K_N - 1))}$$

Donde:

$K_N$ : Constante de distribución en el equilibrio líquido vapor.

$Y_N$ : Fracción molar del componente N en la corriente vapor.

$X_N$ : Fracción molar del componente N en la corriente líquida.

$Z_N$ : Fracción molar global del componente N en la corriente de ingreso al separador.

$V$ : Caudal molar de la corriente Vapor que sale separador.

$L$ : Caudal molar de la corriente Líquida que sale del separador.

$F$ : Caudal molar de la corriente de ingreso al separador.

Si se tiene en cuenta que se alcanza el equilibrio Vapor Líquido se deberá cumplir que:

$$\sum X_N = 1 \quad \text{y} \quad \sum Y_N = 1$$

La constante de distribución es función de la Temperatura y la Presión a la que operará el separador (variables especificadas), con lo que serán dependientes los valores de  $K_N$ .

El cálculo resulta un proceso iterativo (método de Rachford-Rice) que comienza con la suposición de una relación  $V/F$  (variable acotada entre 0 y 1). El algoritmo de convergencia, basado en el método de Newton, permite encontrar un nuevo valor de  $(V/F)$ , basado en los balances de masa y ecuaciones de equilibrio presentados. El cálculo se detiene una vez que el valor de  $V/F$  entre dos iteraciones sucesivas es menor a un error fijado. El valor de  $V/F$  alcanzado en la última iteración permite cuantificar los valores esperados de  $X_N$ ,  $Y_N$ ,  $L$  y  $V$ .

## **6.5. Separadores**

La API especificación 12J [05] define separador como un recipiente que se utiliza en campo para lograr separar las fases de un fluido a una presión y temperatura determinada. Pueden ser clasificados como bifásicos (dos fases: gas-líquido) o trifásicos (tres fases: gas-líquido-líquido). Los separadores bifásicos remueven el total de líquidos del gas, mientras que los trifásicos separan además el agua del hidrocarburo líquido.

El líquido sale del recipiente por el fondo a través de una válvula de control de nivel o de descarga. El gas sale por la parte superior del recipiente y pasa a través de un extractor de niebla para captar las pequeñas gotas de líquido del gas.

Los separadores no sólo se utilizan para separar el fluido proveniente de un pozo, cumplen otras funciones importantes en las Instalaciones petroleras como Slug Catchers, scrubbers, knock-outs, trampas, tanques flash, recipientes de expansión, etc.

Para un funcionamiento eficiente y estable en una amplia gama de condiciones, cualquier separador gas-líquido normalmente contiene las secciones y componentes comunes que se describen a continuación.

### **6.5.1. Tipos de separadores según geometría.**

Los separadores, pueden clasificarse según su geometría como:

- Horizontales.
- Verticales.
- Esféricos.

### **6.5.2. Tipos de separadores según presión de operación.**

Los separadores pueden ser referidos como de baja, media o alta presión [06].

- Baja presión: presiones de 10 a 180 psi [0,70 a 12,7 kg/cm<sup>2</sup>g].
- Media presión: presiones de 230 a 700 psi [16,2 a 49,2 kg/cm<sup>2</sup>g].
- Alta presión: presiones de 975 a 1500 psi [68,5 a 105,5 kg/cm<sup>2</sup>g].

### 6.5.3. Componentes comunes:

Independientemente del tamaño o la forma, cada separador contiene las siguientes cuatro secciones principales

#### 6.5.3.1. Sección de separación primaria:

Esta sección tiene como objetivo recoger y eliminar la mayor parte del líquido en la corriente de entrada. Las burbujas o las grandes partículas de líquido se remueven para minimizar la turbulencia del gas y el re-arraste de las partículas de líquido preparadas para la segunda etapa de separación. Para lograrlo, generalmente es necesario utilizar dispositivos de entrada como baffles o desviadores con el fin de reducir el impulso de la corriente de entrada ya sea creando una fuerza centrífuga (en separadores verticales) o un cambio abrupto de dirección (en separadores horizontales), separando así la mayor parte del líquido entrante.

En la Figura 11 [04] se observan los dos tipos más comunes de baffles de entrada.

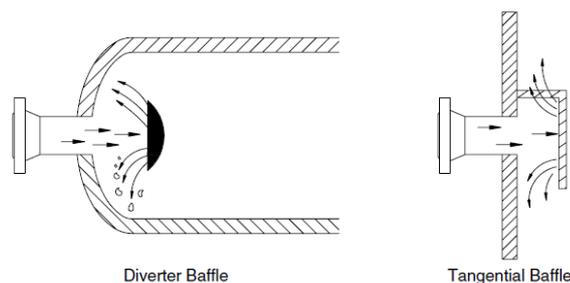


Figura 11. Tipos de baffles de entrada

#### 6.5.3.2. Sección de separación secundaria:

Es también conocida como sección de separación por gravedad. El principio de separación de esta sección se basa en la sedimentación por gravedad de las gotas de líquido atrapadas en la corriente gaseosa después de que se haya reducido su velocidad en la sección de separación primaria.

La sección de separación por gravedad se dimensiona de modo que las gotas de líquido mayores de 100 a 140 micrones caigan a la interface gas-líquido, mientras que las gotas de líquido más pequeñas permanecen con el gas. Las gotas de líquido mayores de 100 a 140 micrones no son deseables ya que pueden sobrecargar el extractor de niebla en la salida del separador [04].

La eficiencia de esta sección depende de las propiedades del gas y del líquido, tamaño de partícula y el grado de turbulencia del gas. Algunos diseños utilizan baffles internos para reducir la turbulencia y disipar la espuma. Los baffles también

actúan como coalescentes de gotas, lo que reduce la longitud horizontal requerida para la eliminación de gotas de la corriente de gas.

#### 6.5.3.3. Sección de extracción de niebla:

El extractor de niebla puede consistir en una serie de paletas (vane type), una almohadilla de malla de alambre tejido (wire mesh), o un dispositivo centrífugo que remueve pequeñas gotas de la corriente de gas. Esta sección elimina las pequeñas gotas de líquido (normalmente hasta 10 micrones de diámetro) del gas al impactar sobre una superficie donde se unen en gotas más grandes o película líquidas que coalescen y caen, lo que permite la separación de la fase gaseosa. El arrastre de líquido suele ser menor a 0,1 galones por millones de pies cúbicos standard por día (gal/MMscf). En la industria se conoce al extractor de niebla como caja de vanes, caja de chicanas o demister.

La efectividad de estos dispositivos depende de la velocidad del gas. Cuando se trabaja a velocidades muy altas o muy bajas, los extractores son poco efectivos.

- Caja de chicanas: Consisten en una serie de paletas espaciadas adecuadamente proporcionando trayectorias de flujo de gas en zig-zag. Este cambio de dirección obliga a que el líquido arrastrado incida en la paleta y drene. Las siguientes representaciones de la Figura 12 muestran un extractor de niebla de este tipo.

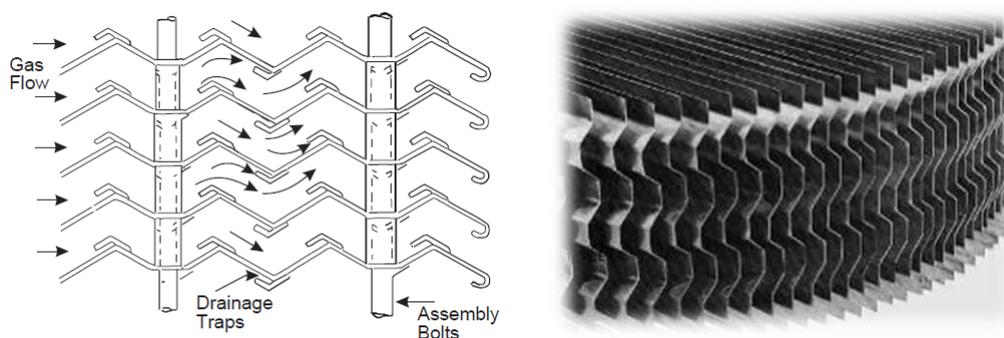


Figura 12. Caja de chicana tipo paletas

- De fibras o malla de alambre: Son usados para corrientes de entrada limpias donde el taponamiento por sólidos es improbable. Se fabrican mediante alambre de punto, metal o plástico, en capas compactas que luego se

enroscan y apilan para lograr el espesor requerido de la almohadilla. Estos extractores están hechos con un tejido de fibras de alambre entre 0,002" y 0,020" de diámetro [07]. Las siguientes representaciones de la Figura 13 muestran un extractor de niebla de este tipo.

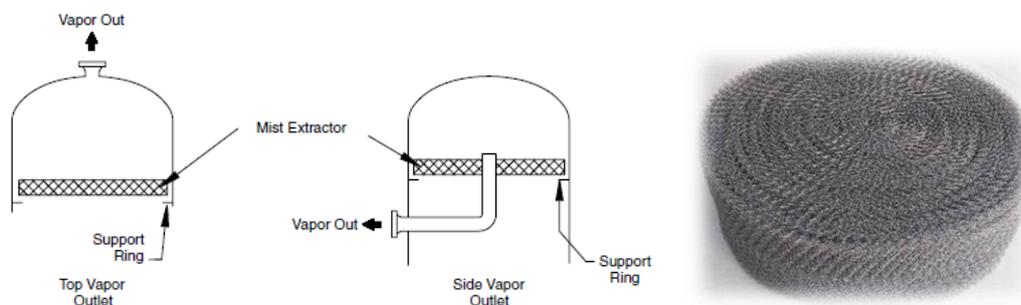


Figura 13. Extractor de niebla tipo de malla de alambre

#### 6.5.3.4. Sección de acumulación de líquido:

El o los líquidos removidos del gas en las secciones primaria, secundaria y extracción de niebla se recolectan en esta sección de acumulación. Es necesaria una capacidad suficiente para permitir sobretensiones u oleadas en el flujo de líquido y proporcionar el tiempo de retención necesario para la separación eficiente de la solución. En las aplicaciones de separación de dos fases, la sección de separación por gravedad del líquido proporciona un tiempo de residencia para desgasificar el líquido. En aplicaciones de separación trifásica, la sección de gravedad de líquidos también proporciona tiempo de residencia para permitir la separación de agua libre y petróleo.

Un rompe vórtice puede ubicarse sobre la(s) boquilla(s) de salida del líquido para evitar que se desarrolle un vórtice cuando la válvula de control de líquido está abierta. Un vórtice podría aspirar algo de gas del espacio de vapor y volver a arrastrarlo a la salida de líquido.

Un rompe vórtice es un cilindro cubierto con placas planas dirigidas radialmente. Cuando el líquido ingresa al fondo del rompe vórtices, las placas planas evitan cualquier movimiento circular, que elimina cualquier tendencia a formar vórtices.

#### 6.5.4. Control y seguridad

##### 6.5.4.1. Control de proceso de separación:

El control de la presión y el nivel son básicos para un buen funcionamiento del separador. La elección de los modos de control, las características de sensibilidad, el hardware de control, etc. depende del propósito del separador y de los procesos inmediatamente anteriores y posteriores.

Como regla general, la presión del separador debe mantenerse constante, independientemente del funcionamiento del equipo adyacente. Por lo general, esto significa una válvula de contrapresión en la salida de gas. El modo de control proporcional resulta normalmente satisfactorio. Cualquier desviación debida a cambios en la velocidad de flujo normalmente no presenta problemas. Sin embargo, los controles de detención (shut-down) o alarmas presión de diseño y de presión alta del separador deben ser consistentes con el rango de presión operativo esperado para el ajuste proporcional y de compensación anticipada. La presión mínima del separador generalmente se establece por la presión del sistema de transmisión o distribución de presión.

Se puede producir una desviación del 10% del punto de ajuste (set point) de presión, aunque 6-7% es un buen valor de diseño. Si una alarma de presión alta se setea a una presión intermedia entre la presión de operación normal y la parada de presión alta, debe haber un amplio rango de presión permitido para que la intervención del operador corrija el problema.

Los separadores deber ser equipados con uno o más controladores de nivel. Generalmente, el control de nivel para la sección de acumulación de líquido de los separadores bifásicos actúa con una válvula de descarga de líquido para mantener el nivel. En cambio, se requieren dos sistemas de control de nivel de líquido para separadores trifásicos. Los deflectores y baffles internos se usan en conjunto con los controladores de nivel de líquido. Los separadores están equipados con calibres de inspección o mirillas para indicar uno o dos niveles. Un manómetro y un termómetro son instalados generalmente en los separadores.

En separadores bifásicos el control opera sobre el nivel total de la fase líquida. En cambio, en separadores trifásicos el control es sobre el nivel de interfase (petróleo-agua) y el nivel total en cajón colector de petróleo. Ver Figura 14

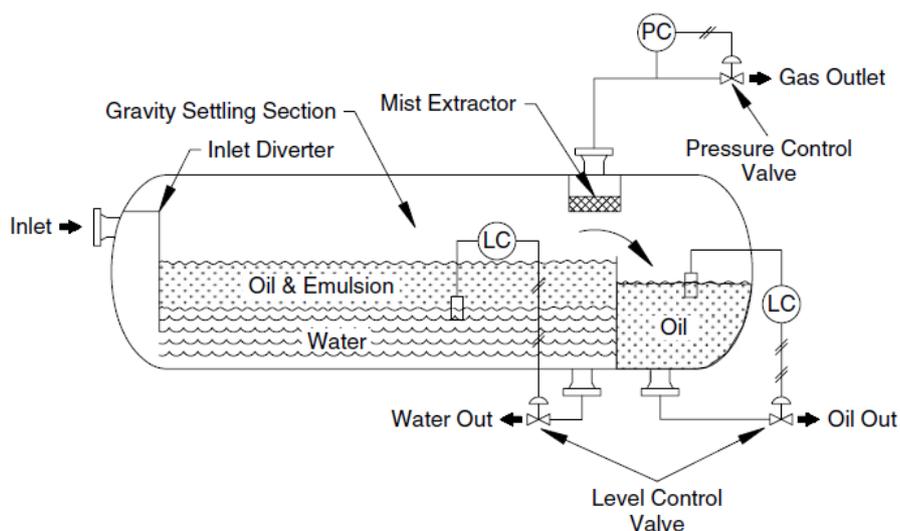


Figura 14. Válvulas de control de un separador horizontal trifásico.

El diseño de control interfacial tiene la ventaja de ser fácilmente ajustable para manejar los cambios inesperados de caudal o de gravedad específica del petróleo o agua. El control sobre la interfase debe considerarse para aplicaciones con altos caudales de petróleo y/o grandes diferencias de densidad. Sin embargo, en aplicaciones de crudo pesado o donde se anticipan grandes cantidades de emulsión o parafina, puede ser difícil detectar el nivel de interfaz.

En la industria es común observar la colocación de válvulas de emergencia conocidas como SDV (shut down valve) para proteger el proceso. Una instalación segura debe contar con:

- SDV en el ingreso al separador: Actúa cerrando el ingreso al separador por muy alto nivel de líquido (LAHH) y por muy alta presión (PAHH).
- SDV en la salida de gas: Actúa cerrando el sistema por muy alto nivel (LAHH) de líquidos. Impide que el líquido pase a las instalaciones de gas. Opera en conjunto con la SDV al ingreso.
- SDV en salidas de líquido: Actúa cerrando el sistema por muy bajo nivel de líquido (LALL). Impide el fenómeno gas blow by. (El gas ingresa en instalaciones destinadas al tratamiento de líquido)

Además, es frecuente encontrar válvulas blow-down (BDV) con el objetivo de ventear a colector en caso de paro de planta, despresurización o llama.

En la Figura 15 puede apreciarse el detalle de un diagrama de cañerías e instrumentación (P&ID) para un equipo separador trifásico.



interna excede el punto de ajuste. A diferencia de la PSV, que es de cierre automático, el disco de ruptura debe reemplazarse si se ha activado.

La presión de diseño para un recipiente se denomina "presión de trabajo máxima permitida" (MAWP por sus siglas en inglés). El MAWP determina la configuración de la válvula de alivio y debe ser más alta que la presión normal del proceso contenido en el recipiente, lo que se denomina "presión de operación" del recipiente. La presión de operación se fija según las condiciones del proceso.

En las siguientes imágenes de las Figuras 16, 17 y 18, se representan los componentes comunes recién descritos para los distintos separadores bifásicos.

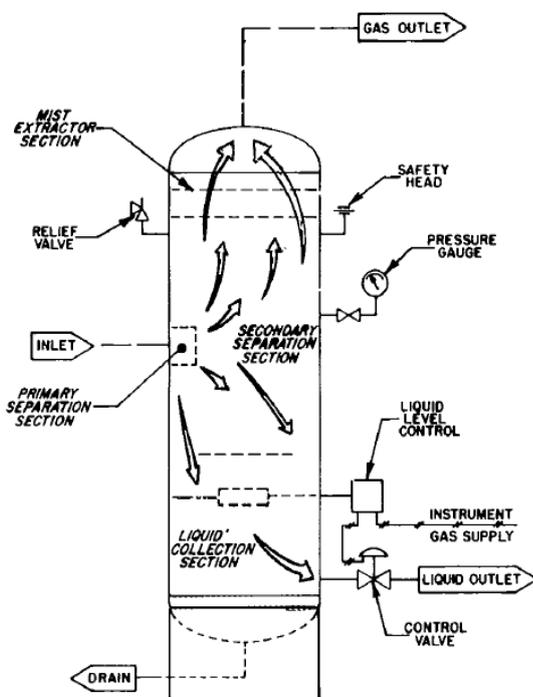


Figura 16. Separador vertical bifásico.

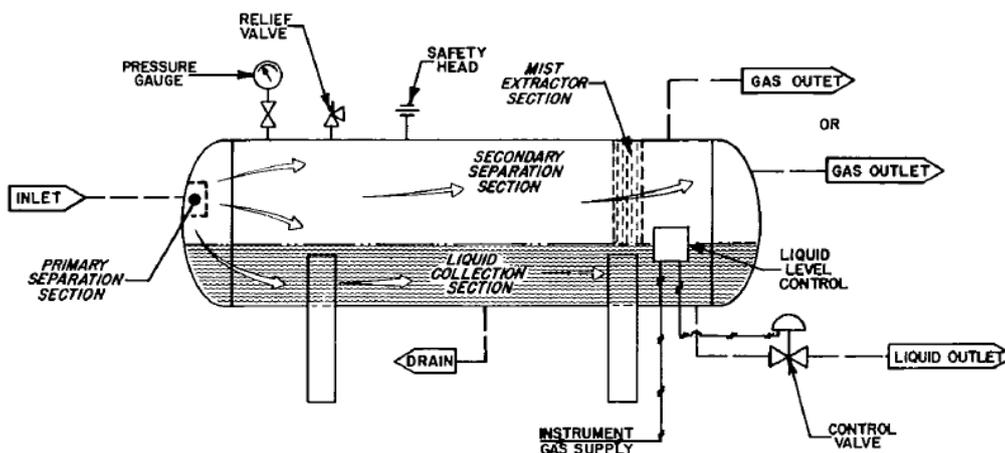


Figura 17. Separador horizontal bifásico

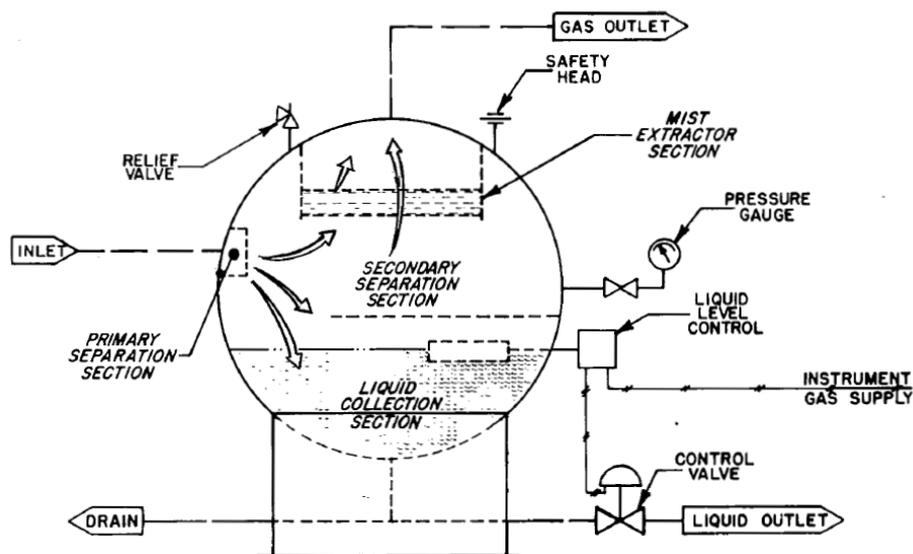


Figura 18. Separador esférico bifásico

### 6.5.5. Comparación de separadores.

La fabricación de separadores esféricos resulta muy compleja por lo cual no es muy frecuente observarlos en la industria petrolera. Se usan más frecuentemente como recipientes para almacenar gases. Por esta razón, solo se analizan los separadores verticales y horizontales cuyos principales usos, ventajas y desventajas se listan en la Tabla 3 que se muestra a continuación.

Tabla 3. Usos, ventajas y desventajas de los separadores.

SEPARADOR VERTICAL	SEPARADOR HORIZONTAL
<p><b>Usos:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Presencia de arena, parafina o cera.</li> <li>-Espacio es reducido.</li> <li>-Cuando se desea un nivel de control sencillo.</li> <li>-Caudales pequeños.</li> <li>-Muy alto o muy bajo GOR (gas-oil ratio).</li> </ul> <p>Ej: Los Scrubber se usan para separar corrientes que vienen con muy poco líquido.</p> <p><b>Ventajas:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Son más versátiles que los horizontales.</li> <li>-El control de nivel de líquido resulta más</li> </ul>	<p><b>Usos:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Gran volumen de gas o líquido.</li> <li>-Alto o medio GOR (gas-oil ratio).</li> <li>-Crudos espumantes.</li> <li>-Separadores trifásicos.</li> </ul> <p><b>Ventajas:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Más barato que el vertical.</li> <li>-Requiere menor diámetro para la misma capacidad del gas.</li> <li>-Permite montarlos en skid y transportarlos.</li> <li>-Sin contraflujo (el flujo de gas no se opone al drenaje del extractor de niebla)</li> </ul>

<p>sencillo de interpretar.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Tienen buen drenaje de fondo y facilidades de limpieza.</li> <li>-Pueden manipular mayor arena, barro, parafina y cera sin taponarse.</li> <li>-Menos tendencia al re-arrastre.</li> <li>-Tienen un diámetro completo para el flujo de gas en el tope y para el flujo de petróleo por el fondo.</li> </ul> <p><b>Desventajas:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Más caro que el horizontal.</li> <li>-Requiere mayor diámetro para una dada capacidad de gas, por lo tanto, es más competitivo para muy bajos GOR, muy altos GOR o aplicaciones tipo Scrubber.</li> <li>-Más difícil montarlo en skid y transportarlo.</li> <li>-Resulta más difícil alcanzar y reparar los instrumentos y dispositivos de seguridad.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Gran área de superficie líquida para la dispersión de espuma generalmente reduce la turbulencia.</li> <li>-Mayor capacidad de volumen de surge.</li> </ul> <p><b>Desventajas:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>-Sólo una parte de la carcasa está disponible para el pasaje de gas.</li> <li>-Ocupan más espacio a menos que se monten apilados.</li> <li>-El control de nivel de líquido es más crítico.</li> <li>-Es más difícil limpiar la arena, barro, cera o parafina producida.</li> </ul>
--	---

## 6.6. Teoría de la separación de fases

Los principios fundamentales que se utilizan para lograr la separación física de gases y líquidos o sólidos son la cantidad de movimiento, la sedimentación por gravedad y la coalescencia.

### 6.6.1. Método del tiempo de residencia:

Debe permitirse suficiente tiempo de residencia para lograr que el líquido pueda escapar de la fase gas y las burbujas de gas escapar de la fase líquida.

Especificando:

- ✓ Tiempo de retención de la fase líquida ( $t_r$ )
- ✓ Altura de la interfase gas-líquido

Se puede dimensionar este tipo de equipos a partir de las siguientes ecuaciones:

6.6.1.1. Separación bifásica (gas-líquido)

**Separador horizontal:**

$$V_L = \frac{\pi}{4} D^2 M L_{eff} = q_L t_r$$

Donde:

$V_L$ : Volumen de líquido. (m)

$D$ : Diámetro interno del separador. (m)

$L_{eff}$ : Altura del separador disponible para separar. (m)

$M$ : Fracción del área vertical ocupada con líquido.

$q_L$ : Caudal total de líquido. (m<sup>3</sup>/min)

$t_r$ : Tiempo de retención líquido. (min)

**Separador vertical:**

$$V_L = \frac{\pi}{4} D^2 M H_L = q_L t_r$$

Donde:

$H_L$ : Altura de líquido en el separador. (m)

$M$ : Fracción del área vertical ocupada con líquido.

Si no se encuentran problemas tales como espuma, disposición de cera, flujos slugs, etc., se pueden utilizar las recomendaciones de la API especificación 12J [05] para el tiempo de retención del líquido cuando los datos de campo no están disponibles tal como se presentan en la Tabla 4.

Tabla 4. Tiempo de retención líquido para separadores bifásicos.

Oil Gravity (°API)	Liquid Retention Time (min)
Above 35	1
20-30	1 to 2
10-20	2 to 4

### 6.6.1.2. Separación trifásica (gas-petróleo-agua).

Cuando una mezcla de petróleo crudo y agua se deja reposar sin agitación, se produce la separación en capas horizontales de petróleo, emulsión y agua libre la cual ocurre como se muestra la siguiente Figura 19.

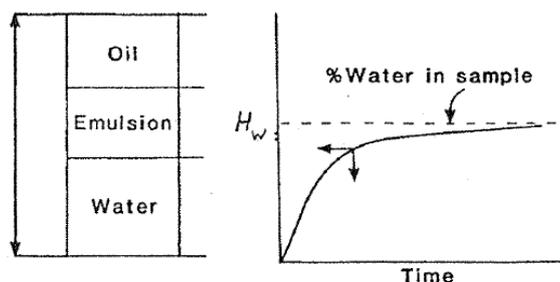


Figura 19. Separación de petróleo y agua.

Después de un corto tiempo (3-20 min), la altura de la interfase emulsión-agua crece tan lentamente que el agua remanente puede considerarse arrastrada, difícil de romper o emulsionarse. El agua separada se considera agua libre.

En el enfoque del tiempo de residencia, el separador es diseñado para proveer el tiempo de residencia, o retención, para romper el agua libre. Obviamente, la cuestión principal es cómo determinar el tiempo de residencia. Varios métodos son utilizados con ese propósito. Estos métodos son: experimentos batch, estudios de flujo piloto o pruebas de campo, información de los vendedores propietarios, catálogos o literatura.

Los estudios batch son más sencillos de desarrollar que los de estado estacionario. Arnold y Koszela (1990) afirman que los estudios batch tienden a sobreestimar el tiempo de residencia requerido porque los separadores de campo usualmente emplean lavados de agua y mezclado para acelerar la coalescencia de las gotas de líquido [07].

El dimensionamiento de los separadores trifásicos o separadores de gas-petróleo y agua comienza especificando los dos tiempos de residencia requeridos para:

1. Remover adecuadamente el agua (o agua y sedimentos) del petróleo.
2. Remover adecuadamente el petróleo del agua (o salmuera).

$$V_L = \frac{\pi}{4} D^2 M L_{eff} = q_w t_{rw} + q_o t_{r0}$$

Donde:

$q_w$ ;  $q_o$ : Caudal de alimentación del agua y petróleo respectivamente ( $m^3/min$ ).

$t_{rw}$ ;  $t_{ro}$ : Tiempos de retención del agua y petróleo respectivamente ( $m^3/min$ ).

La especificación 12J de la API [05] permite el mismo tiempo de residencia para ambas fases. Las recomendaciones para el tiempo de retención líquido en separadores trifásicos según API son las que se muestran en la Tabla 5.

Tabla 5. Tiempo de retención líquido para separadores trifásicos.

Oil Gravity (°API)	Temperature (°F)	Typical Retention Time (min)
Above 35		3 to 5
Below 35	100+	5 to 10
	80–100	10 to 20
	60–80	20 to 30

Según dicha norma la capacidad líquida de un separador depende principalmente del tiempo de retención líquida en el recipiente. Una buena separación requiere suficiente tiempo para obtener una condición de equilibrio entre las fases de líquido y gas a la presión y temperatura de separación. La capacidad líquida de un separador o el volumen de sedimentación requerido basado en la retención se puede determinar a partir de la siguiente ecuación:

$$W = \frac{1440 \cdot V}{t}$$

Donde:

$W$ = Capacidad líquida a las siguientes condiciones [=] barriles de petróleo/día.

$V$ = Volumen de sedimentación líquido [=] barriles de petróleo (bbf).

$t$ = tiempo de retención [=] min.

Los volúmenes de sedimentación pueden usarse en las ecuaciones anteriores para determinar la capacidad líquida de un recipiente particular. Para un dimensionamiento apropiado, la capacidad del gas y del líquido deben ser determinadas.

Cabe señalar que en la mayoría de los pozos de gas condensado de alta presión, la relación gas-petróleo es alta y la capacidad de gas de un separador suele ser el factor de control. Sin embargo, lo contrario (capacidad líquida controlante) puede ser

cierto para separadores de baja presión usados en corrientes de baja relación gas-petróleo. El tamaño de la válvula de descarga o descarga de líquido en el separador debe dimensionarse en función de la caída de presión disponible, el caudal y la viscosidad del líquido.

### 6.6.2. Método de sedimentación de gota- Separación por gravedad

En la sección superior de un separador vertical bifásico, el flujo descendente de cualquier gota de líquido es inherentemente contrario al flujo del vapor ascendente (Figura 20). En los separadores horizontales los flujos son cruzados; las gotas de líquido caen hacia abajo y el gas fluye horizontalmente (Figura 21).

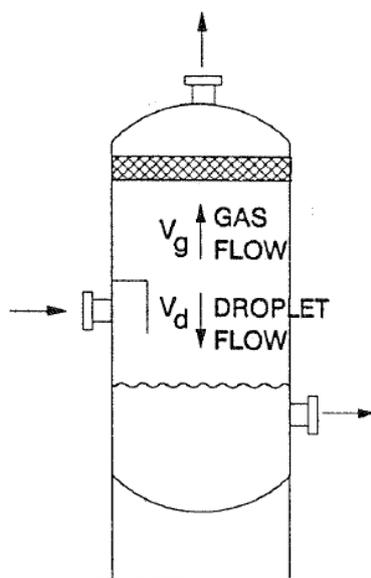


Figura 20. Flujo contracorriente en separador vertical bifásico

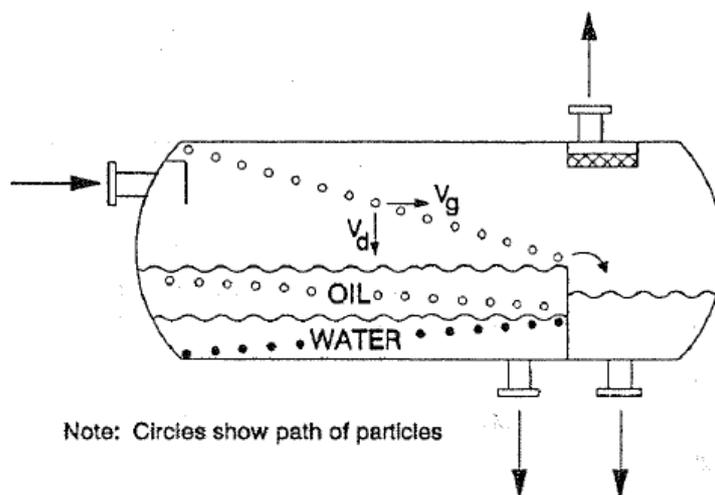


Figura 21. Flujo cruzado en separador horizontal trifásico

Las interacciones de una gota esférica de líquido se pueden representar de la manera en que se ven en la Figura 22 [02]:

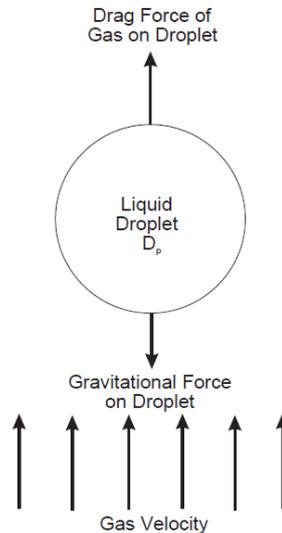


Figura 22. Fuerzas sobre una gota de líquido en una corriente de gas.

### Separador vertical:

La velocidad del gas máxima permitida está basada en la velocidad de sedimentación libre de una gota de líquido pequeña y esférica a través del vapor. La velocidad terminal de esta gota de tamaño arbitrariamente seleccionado se calcula equiparando la fuerza de gravedad y la fuerza de resistencia de arrastre como:

$$\text{Fuerza de gravedad} = \frac{\pi}{6} d_d^3 (\rho_L - \rho_G) \frac{g}{g_c}$$

$$\text{Fuerza de arrastre} = C_D A_p \rho_G \frac{V_d^2}{2g_c}$$

Donde:

$d_d$ : Diámetro de gota. (m)

$\rho_L$ : Densidad del líquido. (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_G$ : Densidad del gas. (kg/m<sup>3</sup>)

$g$ : Aceleración de la gravedad. (9,81 m/s<sup>2</sup> o 32,2 ft/s<sup>2</sup> en unidades inglesas)

$g_c$ : Factor de conversión. (9,81m/s<sup>2</sup>.kg o 32,2 ft/s<sup>2</sup>.lbm en unidades inglesas)

$C_D$ : Coeficiente de arrastre.

$A_p$ : Área proyectada de la gota (m<sup>2</sup>) =  $(\pi/4)d_d^2$  área de un círculo no de una esfera.

$V_d$ : Velocidad terminal o de asentamiento de la gota (m/s)

Estas partículas de líquido descienden por la acción de la gravedad y se aceleran, hasta que la fuerza de arrastre se iguala con la fuerza gravitacional.

Igualando las fuerzas y despejando, obtenemos la velocidad conocida como velocidad de asentamiento.

$$V_d = \sqrt{\frac{4d_d(\rho_L - \rho_G)g}{3C_D\rho_G}}$$

Si asumimos que la gota es muy pequeña tal que la fuerza de arrastre es esencialmente viscosa (también llamado flujo creep), se ha encontrado que el coeficiente de arrastre es una función de la forma de la partícula y el número de Reynolds del gas que fluye. Luego,

$$C_D = \frac{24}{Re} = \frac{24\mu_g}{d_d V_d \rho_g}$$

Donde:

*Re*: Número de Reynolds

$\mu_g$ : Viscosidad del vapor (lb/ft.s)

Al sustituir  $C_D$  en  $V_d$  obtenemos la Ley de Stokes:

$$V_d = \frac{d_d^2(\rho_L - \rho_G)g}{18\mu_g}$$

Esta ecuación es válida para  $Re < 1$ .

Si  $Re > 1$ , podemos calcular  $C_D$  a partir de la siguiente ecuación:

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{0,5}} + 0,34$$

O gráficamente a partir de la Figura 31 del Anexo 5.

De esta forma, se requiere una solución de prueba y error ya que el coeficiente de arrastre  $C_D$  depende tanto el tamaño de partícula ( $d_d$ ) como de la velocidad de asentamiento ( $V_d$ ). Para evitar la prueba y el error, los valores del coeficiente de arrastre se presentan en la Figura 32 del Anexo 6. Esta técnica elimina la velocidad de la expresión.

El desarrollo previo descuida muchos fenómenos reales como las interacciones entre gotas (Ej: asentamiento impedido), variaciones de tamaño de gota, turbulencia de la fase a granel, distorsión de forma de las gotas, etc. En consecuencia, cualquier

resultado proporciona una guía cualitativa en lugar de números cuantitativamente precisos.

El diseño por el método de asentamiento de gota considera el escape de una gota desde una fase continua (Ej: el escape de una gota de petróleo desde una fase gas). En un separador vertical, la velocidad de asentamiento de la gota es hacia abajo y en contracorriente respecto del flujo de gas ascendente. Para ser recolectada la gota debe caer más rápido que la velocidad promedio del gas,  $V_g$ .

Asumiendo  $V_d=V_g$  se llega a:

$$V_g = \sqrt{\frac{4d_p g}{3C_D}} \cdot \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_G)}{\rho_G}}$$

Souders y Brown utilizaron la ecuación anterior para derivar la forma de su ecuación clásica para la velocidad máxima permitida del gas y juntaron todas las incógnitas en un coeficiente  $K_{SB}$ .

$$V_{max} = K_{SB} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}$$

Donde:

$V_{max}$ : Velocidad superficial máxima del gas (m/s).

$K_{SB}$ : Coeficiente de Souders-Brown (m/s).

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

### **Separador horizontal:**

En un separador horizontal, la velocidad descendente de la gota es perpendicular al flujo horizontal de gas. El tiempo,  $t_r$ , para la más remota gota de líquido para caer a través de toda la fase gas se establece igual al tiempo de residencia teórico para que el gas  $t_{rg}$  fluya a través del separador.

$$t_r = \frac{D(1 - h_D)}{V_d} = t_{rg} = \frac{L_{eff}}{V_g}$$

Donde:

$H_L$ : Altura de líquido en el separador (m)

$D$ : Diámetro interno del separador (m)

$L_{eff}$ : Longitud disponible para separación (m)

$V_g$ : Velocidad promedio del gas (m/s)

$$h_D = H_L / D$$

La ecuación muestra que la velocidad máxima del gas ya no es igual sino proporcional a la velocidad de la gota. Sin embargo, la ecuación de Souders y Brown para  $V_{max}$  sigue siendo válida.

En la práctica, el coeficiente de diseño de Souders y Brown depende principalmente del extractor de niebla presente, la geometría del separador, las velocidades de flujo y las propiedades del fluido; por lo tanto,  $K_{SB}$  se determina de manera más confiable para pruebas piloto en la corriente del pozo en campo.

En ausencia de datos de campo o de pruebas piloto, las especificaciones 12J de la API [05] recomiendan los valores que se indican en la Tabla 6.

Tabla 6. Factores  $K$  para determinar la máxima velocidad superficial permitida.

Type Separator	Height or Length L (Feet)	Typical K Factor Range
Vertical	5	0.12 to 0.24
	10	0.18 to 0.35
Horizontal	10	0.40 to 0.50
	Other Lengths	0.40 to $0.50 \times (L/10)^{0.56}$
Spherical	All	0.2 to 0.35

La máxima velocidad superficial permitida calculada a partir del factor  $K_{SB}$  es para separadores que normalmente tienen un extractor de niebla de malla de alambre. Esta velocidad debe permitir que todas las gotas mayores a 10 micrones se separen del gas. Deben proporcionarse distancias mínimas recomendadas por el fabricante de extractor de niebla aguas arriba y debajo de la malla de alambre entre las boquillas de entrada y salida del gas para una utilización completa del extractor de niebla [07].

Si el extractor de niebla no está presente, se multiplica  $K_{SB}$  por 0,5.

El factor  $K_{SB}$  debe ser ajustado a altas presiones para líquidos espumosos. GPSA recomienda:

- 1) A altas presiones  $K_{SB}(P \text{ psig}) = K_{SB} \cdot (100 \text{ psig}) - 0,0001(P - 100)$ .
  - 2) Para aminas o glicoles, se multiplica  $K_{SB}$  por 0,6-0,8.
  - 3) Para la succión de compresores Scrubber y entradas de expansión, se multiplica  $K_{SB}$  por 0,7 – 0,8.
- Para separadores bifásicos: el aumento de las burbujas a través de toda la capa líquida es relevante.
  - Para separadores trifásicos: se considera relevante la caída de agua a través de la capa de aceite y el aumento de gotas a través de la capa de agua libre.

### **6.7. Consideraciones de diseño**

El diseño de separadores no es una ciencia exacta, a pesar de que la separación es una operación muy común en los campos petroleros. Por supuesto, el mejor método es obtener datos de campo confiables y actualizados. Cuando la información no está disponible, se debe recurrir a la experiencia y a los sistemas piloto que operan adecuadamente.

#### **6.7.1. Consideraciones generales.**

El objetivo del diseño es especificar el (los) separador (es) que lograrán la separación óptima y deseada de líquido y vapor y producir las composiciones más rentables para todas las fases: gas, petróleo crudo y agua.

Este objetivo debe ser alcanzado no sólo para las especificaciones iniciales, sino también, para las condiciones que puedan existir a lo largo de la vida del pozo.

Se deben tener en cuenta las siguientes cuestiones:

- Verificar confiabilidad de los datos del cliente.
- ¿Cuánta capacidad de reserva se debe proporcionar, teniendo en cuenta que capacidad extra significa tamaño, peso, espacio y costo extra?
- ¿Cuál es la separación mínima que no afectará los equipos aguas abajo? En otras palabras, cuánto líquido puede ser aceptado en el gas, cuánto petróleo puede aceptarse en el agua y viceversa.
- Requerimientos de control y de seguridad. La instrumentación debe ser fácilmente accesible y estar ubicada correctamente para obtener los datos correctos.

### 6.7.2. Datos requeridos

Independiente de la geometría (vertical, horizontal, esférico) o de la función (dos o tres fases), todos los diseños de separadores requieren la siguiente información:

-Requerimiento del proceso: función y dispositivos aguas arriba y abajo del separador.

-Gas: Caudal, gravedad específica, contenido de ácido en el gas.

-Petróleo: Caudal, gravedad específica, viscosidad, tendencia a la formación de espuma, punto de turbidez y de fluidez.

-Agua: Caudal, flujo slug, gravedad específica, corrosión, tendencia a formación de incrustaciones.

-Impurezas: Cantidades y descripción de niebla, parafina, ceras, arena, escamas de cañería.

-Diseño del recipiente: Índice de presión, corrosión permitida, tamaño de conexiones, materiales especiales, recubrimientos.

-Función: dos o tres fases, tiempos de retención requeridos para que el agua y el petróleo salgan o, alternativamente el diámetro de gota límite para la completa remoción.

-Accesorios: Códigos a seguir, dispositivos de seguridad, controladores de nivel, extractores de niebla, instrumentación.

El diseño de un separador implica determinar:

1. La capacidad de separación del gas.
2. La capacidad de separación del líquido.
3. Geometría del separador.
  - a. Diámetro interno (D) y longitud efectiva ( $L_{eff}$ )
  - b. Longitud de costura a costura: el largo efectivo puede estimarse de la siguiente manera:

$$\text{Capacidad líquida controlante} \rightarrow L = \left(\frac{4}{3}\right) \cdot L_{eff}$$

$$\text{Capacidad gas controlante} \rightarrow L = L_{eff} + D$$

- c. Internos del separador: Extractor de niebla, vertederos, etc.
- d. Conexiones

El criterio recomendado por Campbell [09] para velocidades de flujo en bocas se indica a continuación, de acuerdo con estas conexiones

para el ingreso, salida de gas y salida de líquido deben satisfacer un determinado tamaño para minimizar la erosión, corrosión, caída de presión, arrastre, etc.

$$\text{velocidad de ingreso: } v_i < \frac{60}{\sqrt{\rho_m}} \left[ \frac{m}{s} \right]$$

$$\text{velocidad de salida del gas: } v_G < \frac{75}{\sqrt{\rho_g}} \left[ \frac{m}{s} \right]$$

$$\text{velocidad de salida del líquido: } v_L < 1 \left[ \frac{m}{s} \right]$$

4. Costo.

5. Largo/diámetro óptimo teniendo en cuenta el costo y la capacidad.

### 6.7.3. Problemas potenciales

#### 6.7.3.1. Formación de espuma:

La espuma es usualmente un gran problema para los separadores. Esta se produce debido a las impurezas (como CO<sub>2</sub>) y el agua presente en el crudo. Hay espumas de dos tipos mecánicas y químicas. Las primeras, formadas por excesiva velocidad o caudal dentro del recipiente y las segundas, por efecto de productos químicos.

Muchos productos químicos, como los anticorrosivos agregados directamente a las tuberías, son formadores de espuma.

Los crudos espumosos ofrecen un problema especial en el diseño de separadores ya que se necesita un área interfacial y tiempo de residencia mayor para remover el gas del líquido. Además, la espuma presenta problemas de operación como: dificultad para controlar el nivel de líquido, inconvenientes para obtener las condiciones óptimas debido al volumen que ocupa la espuma, y probabilidad de que tanto el gas como el líquido puedan salir del separador mezclados con espuma, lo cual no satisface las condiciones que se requieren.

En Oilfield Processing of Petroleum, Manning [07] se cita al autor Rooker quien recomienda para controlar la espuma:

1. Que la velocidad de la corriente de entrada se reduzca con un mínimo esfuerzo de corte.
2. Usar baffles de entrada para limitar la turbulencia a la entrada.
3. Probar la efectividad de productos químicos antiespumantes o calor.

#### 6.7.3.2. Presencia de arena y eliminación de sólidos:

Los separadores verticales resultan usualmente utilizados cuando existe presencia de sólidos. La acumulación de sólidos y arena se debe remover regularmente tanto manual como automáticamente.

Los principales problemas ocasionados por la presencia de arena son:

- Taponamiento de los dispositivos internos del separador y conexiones de descarga.
- La erosión y corte de válvulas y líneas.
- La acumulación en el fondo del separador.

#### 6.7.3.3. Hidratos, parafinas y ceras:

El funcionamiento de un separador puede verse afectado por la presencia de parafinas. El calor es el método más práctico para evitar la formación de parafinas en el interior del separador. La adición de químicos también puede ser efectiva. Las entradas de hombre, puertas o bocas deben ser construidas de manera de poder remover las ceras acumuladas por limpieza con vapor o lavado a contracorriente. Los hidratos son normalmente removidos reduciendo la presión, inyección de metanol o calentando por encima de la temperatura de formación de hidratos.

#### 6.7.3.4. Variaciones de flujo:

Los separadores deben ser dimensionados para manipular los caudales máximos esperados durante la vida útil prevista del mismo. El cociente agua-petróleo (WOR) puede esperarse que aumente, especialmente si se utiliza la inyección de agua para recuperación secundaria. Igualmente, el separador debe manipular el mayor flujo diario antes que el caudal promedio.

Los separadores deben además ser capaces de manipular repentinos slugs de líquido.

### **6.8. Consideraciones mecánicas.**

Los materiales empleados para el diseño de separadores se seleccionan de acuerdo con lo estipulado por el código ASME Sección VIII División 1, el cual es conocido como el código de construcción para recipientes bajo presión [08]. El alcance de la Sección VIII División 1 es para recipientes sometidos a presiones entre 15 y 3000 psig.

En el caso de tratarse de fluidos corrosivos, los materiales deben ser seleccionados teniendo en cuenta las recomendaciones hechas por API o NACE (National Association of Corrosion Engineers).

El código ASME, toma bajo su jurisdicción los materiales amparados por la ASTM (American Society For Testing and Materials) y solo le antepone una "S" a los materiales amparados por él.

La ASTM y la AWS (American Welding Society) son las autoridades máximas en Estados Unidos, mientras que en Inglaterra la BSI (British Standard Institution) es la encargada de normalizar el uso de materiales y soldaduras.

El Código ASME dedica toda la Sección II a los materiales que ampara, en donde se proporciona, además de muchos otros datos, el valor de los esfuerzos máximos permisibles a distintas temperaturas.

#### **6.8.1. Materiales amparados por el código ASME**

Las placas de acero al carbono se usan en la mayoría de los casos, donde lo permiten las condiciones de servicio debido a su bajo costo y mayor disponibilidad. Estos aceros son fabricados para que puedan ser soldados por fusión y cortados por medio de oxígeno.

Existe una gran diversidad de materiales especificados por el ASME de los cuales los aceros al carbono más utilizados son:

- SA-516 todos los grados: Recipientes de media resistencia para servicio de media y baja temperatura.
- SA-285 C: Recipientes estacionarios de resistencia baja e intermedia.
- SA-106 B: Para cañerías que transportan fluidos y gases de alta presión y temperatura.

#### **6.8.2. Selección del material**

Los tres aspectos fundamentales que intervienen para una adecuada selección del material son los siguientes:

- Tipos de fluido a manejar.
- Condiciones de temperatura y presión.
- Facilidad para adquirir el material en el mercado.

### 6.8.3. Espesor de pared

Las fórmulas básicas para calcular el espesor de la pared de un recipiente bajo presión externa o interna están dadas por el código ASME Sección VIII, División 1, Sección UG-27. En las Figuras 23, 24 y 25 se resumen las ecuaciones para el cálculo de recipientes a presión [10].

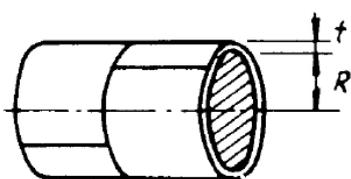
<b>CASCO CILÍNDRICO</b>	
	Presión Interna $t = \frac{P \cdot R_i}{S \cdot E - 0,6 \cdot P}$
	Presión Externa $t = \frac{P \cdot R_o}{S \cdot E + 0,4 \cdot P}$

Figura 23. Fórmulas para el caso de casco cilíndrico.

El espesor para un cabezal hemisférico se calcula de la siguiente manera:

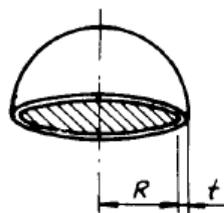
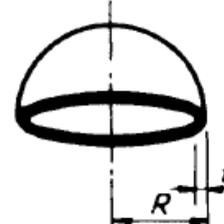
<b>CABEZAL HEMIESFÉRICO</b>	
	Presión Interna $t = \frac{P \cdot R_i}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P}$
	Presión Externa $t = \frac{P \cdot R_o}{2 \cdot S \cdot E - 0,8 \cdot P}$

Figura 24. Fórmulas para el caso de cabezal hemisférico.

El espesor para un cabezal elipsoidal se calcula de la siguiente manera:

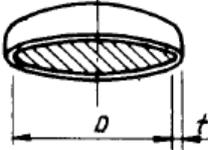
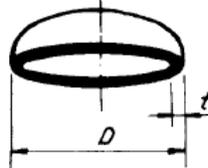
<b>CABEZAL ELIPSOIDAL</b>	
	Presión Interna  $t = \frac{P \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P}$
	Presión Externa  $t = \frac{P \cdot D_o}{2 \cdot S \cdot E + 1,8 \cdot P}$

Figura 25. Fórmulas para el caso de un cabezal elipsoidal.

Donde:

*t*: Espesor de pared. (in)

*R<sub>i</sub>*: Radio interno. (in)

*R<sub>o</sub>*: Radio externo. (in)

*D<sub>i</sub>*: Diámetro interno. (in)

*D<sub>o</sub>*: Diámetro externo. (in)

*S*: Tensión máxima permitida. (psig)

*P*: Presión de diseño o presión máxima admitida. (psig)

*E*: Eficiencia de la junta.

En la siguiente Tabla 7 se resumen los valores de eficiencia de junta *E*.

Tabla 7. Valores de Eficiencia de junta (*E*).

Double-Welded Butt Joints		Single-Welded Butt Joints (backing strip left in place)	
Fully radiographed	1.00	Fully radiographed	0.90
Spot radiographed	0.85	Spot radiographed	0.80
No radiograph	0.70	No radiograph	0.65

La eficiencia de unión se asigna de acuerdo al grado de radiografiado que debe realizarse en recipientes bajo presión.

#### 6.8.3.1. Espesor por corrosión

Un recipiente que esté sujeto a corrosión, erosión o abrasión mecánica debe tener un margen de espesor para lograr la vida útil deseada, aumentando convenientemente el espesor del material respecto al determinado por las ecuaciones de diseño, o utilizando algún método adecuado de protección.

En función de las características del fluido a separar se especifica un sobre espesor por corrosión. Al espesor calculado suele agregarse un incremento adicional 1/16" (1,6 mm), considerando un desgaste de 0,13 mm por año y buscando que el equipo tenga una vida útil de al menos 12 años.

La vida deseada de un recipiente es una cuestión económica. Los recipientes principales o mayores se diseñan generalmente para una vida larga de servicio (15 a 20 años), mientras que los secundarios o menores para periodos más cortos (8 a 10 años).

Las corrientes de pozos que contienen fluidos como agua o gases como: O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S son consideradas corrosivas. La API especificación 12J [05] presenta una guía descripta a continuación que sirve para juzgar el ambiente corrosivo con respecto al acero al carbono.

a. Oxígeno:

- Menor a 0,005 ppm en salmuera natural → NO CORROSIVO
- Entre 0,005 ppm y 0,025 ppm en salmuera natural →REQUIERE CONSIDERACIÓN
- Mayor a 0,025 ppm en salmuera natural → CORROSIVO

b. Dióxido de Carbono:

- Menor 600 ppm en salmuera natural → NO CORROSIVO
- Entre 600 ppm y 1200 ppm en salmuera natural → REQUIERE CONSIDERACIÓN
- Mayor 1200 ppm en salmuera natural → CORROSIVO

c. Sulfuro de Hidrógeno: No se ha identificado un límite inferior de H<sub>2</sub>S que no sea corrosivo. Un ambiente con H<sub>2</sub>S debe ser considerado corrosivo.

Otros factores que influyen en la corrosión de un recipiente dado son:

- Temperatura.
- Presión.
- Velocidad de los fluidos.
- Tensiones del metal.

- Tratamiento térmico.
- Consideraciones de superficie del recipiente.

Los recipientes sujetos a corrosión deberán tener una abertura de purga y una de inspección.

## **7. PROCEDIMIENTO PARA DIMENSIONAR SEPARADORES.**

El dimensionamiento de un equipo de separación primaria consiste en determinar las características geométricas con el fin de obtener una separación eficiente de los fluidos provenientes de un pozo. Dichas características se enumeran a continuación:

- 1) Capacidad de separación de gas.
- 2) Capacidad de separación de líquido.
- 3) Diámetro del separador.
- 4) Longitud del separador.
- 5) Dimensión y ubicación de las distintas boquillas del separador y el dispositivo extractor de neblina.

Las características de dimensionamiento deben satisfacer las necesidades de producción teniendo en cuenta el menor costo posible, para lo cual generalmente se opta por aumentar la longitud y no el diámetro dentro de los parámetros recomendados.

Premisas para el diseño:

- La capacidad de gas se verifica según la máxima velocidad del gas que no provoque arrastre de gotas de líquido.
- La capacidad de separación líquida depende del tiempo de retención y de las interfases (gas/líquido, líquido/líquido) en el recipiente.
- Las ecuaciones empleadas en el dimensionamiento corresponden las presentadas en Oilfield Processing Petroleum, MANNING. [07] y API Spec 12J Specification for Gas Oil Separation [05].
- Las conexiones de proceso se calculan según los criterios de velocidad de Gas Conditioning & Processing, CAMPBELL para evitar corrosión, erosión y arrastre [09].

Nomenclatura utilizada:

$D$ : Diámetro interno del separador (m).

$L_{eff}$ : Longitud efectiva (m).

$L$ : Longitud real (m)

$H_L$ : Altura de líquido en el separador. (m)

$M$ : Fracción del área vertical ocupada con líquido.

$q_L$ : Caudal total de líquido. ( $m^3/min$ )

$q_G$ : Caudal total de gas. ( $Sm^3/min$ )

$q_w$ : Caudal total de agua ( $m^3/min$ )

$q_o$ : Caudal de petróleo ( $m^3/min$ ).

$t_r$ : Tiempo de retención líquido (min).

$t_{rw}$ : Tiempos de retención del agua (min).

$t_{ro}$ : Tiempos de retención del petróleo (min).

$v_{G\ max}$ : Velocidad superficial máxima del gas (m/s).

$v_G$ : Velocidad promedio del gas (ft/s)

$K_{SB}$ : Coeficiente de Souders-Brown (m/s).

$GE$ : Gravedad específica.

$d_d$ : Diámetro de gota. (m)

$\rho_L$ : Densidad del líquido. ( $kg/m^3$ )

$\rho_G$ : Densidad del gas. ( $kg/m^3$ )

$C_D$ : Coeficiente de arrastre.

Para determinar las dimensiones y las capacidades de gas y líquido de un separador, independiente de su geometría, se requiere la siguiente información:

-Temperatura de operación (T)

-Presión de operación (P)

-Caudal de gas ( $q_G$ )

-Caudal de petróleo ( $q_o$ )

-Caudal de agua ( $q_w$ )

-Propiedades de dichos fluidos: densidad ( $\rho$ ), viscosidad ( $\mu$ ), factor de compresibilidad (Z), etc.

### 7.1. Separador horizontal bifásico.

El dimensionamiento de un separador es un proceso de ensayo y error. Sin embargo, para el diseño de un separador horizontal gas-líquido se establece la siguiente secuencia de pasos:

- 1) Se asume un valor entre 3 y 5 de la relación longitud efectiva sobre diámetro denominada “relación de esbeltez” del separador.

$$3 \leq \frac{L_{eff}}{D} \leq 5$$

- 2) Se considera como primera aproximación que la mitad de la sección transversal del recipiente será ocupada por el gas y la otra mitad por el líquido.

$$M = 0,5$$

- 3) Se calcula el volumen de retención requerido para los líquidos como el producto del caudal de líquido por el tiempo de retención. La norma API especificación 12J [05] presenta valores de tiempos de residencia típicos en función de los grados API del petróleo, según se presentan en la Tabla 8.

Tabla 8. Tiempos de residencia típicos.

<u>Oil Gravities</u>	<u>Minutes (Typical)</u>
Above 35° API	1
20 – 30° API	1 to 2
10 – 20° API	2 to 4

$$V_L = q_L t_r$$

- 4) Reemplazando las consideraciones de los puntos 1) y 2) se despeja el diámetro mínimo requerido y el largo efectivo.

$$V_L = \frac{\pi}{4} D^2 M L_{eff}$$

- 5) Se selecciona un diámetro nominal mayor al calculado y se selecciona un largo efectivo que cumpla la relación de esbeltez del punto 1). La API especificación 12J [05] presenta una tabla con los diámetros nominales y las presiones de operación. Ver Tabla 9.

Tabla 9. Valores de MAWP para separadores horizontales.

<b>HORIZONTAL SEPARATORS SIZE AND WORKING PRESSURE RATINGS</b>							
Nominal Diameter, Inches		Maximum Allowable Working Pressure, PSIG @ 130°F.					
12½	...	230	600	1000	1200	1440	2000
16	...	230	600	1000	1200	1440	2000
20	125	230	600	1000	1200	1440	2000
24	125	230	600	1000	1200	1440	2000
30	125	230	600	1000	1200	1440	2000
36	125	230	600	1000	1200	1440	2000
42	125	230	600	1000	1200	1440	2000
48	125	230	600	1000	1200	1440	2000
54	125	230	600	1000	1200	1440	2000
60	125	230	600	1000	1200	1440	2000

Las longitudes típicas costura a costura son 5 ft, 7,5 ft y 10 ft y para longitudes mayores se incrementa de a 2,5 ft. Los diámetros nominales incrementan de a 6".

- 6) Se asume un valor del coeficiente de Souders-Brown  $K_{SB}$  según recomienda la API especificación 12J [05] y se presenta en la Tabla 10.

Tabla 10. Coeficientes de Souders-Brown.

Type Separator	Height or Length L (Feet)	Typical K Factor Range
Vertical	5	0.12 to 0.24
	10	0.18 to 0.35
Horizontal	10	0.40 to 0.50
	Other Lengths	$0.40 \text{ to } 0.50 \times (L/10)^{0.56}$
Spherical	All	0.2 to 0.35

- 7) Se corrige el valor de  $K_{SB}$  por alta presión si es necesario.

$$K_{SB} \text{ corregido} = K_{SB} - 0,0001(P(\text{psig}) - 100 \text{ psig}).$$

- 8) Se calcula la velocidad superficial máxima permitida del gas que permite el asentamiento de las gotas de líquido a través de la ley de Stokes.

$$v_{G \text{ max}} = K_{SB} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}$$

- 9) Se calcula el área transversal mínima para el pasaje de gas.

$$A_{G \min} = \frac{q_G}{v_{G \max}}$$

10) Se calcula la capacidad líquida.

$$A_L = \frac{V_L}{L_{eff}}$$

11) Se determina el área mínima total

$$A_{min} = A_{G \min} + A_L$$

12) Se determina el diámetro mínimo requerido para ambas fases a partir del área mínima total.

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{min}}{\pi}}$$

En el caso de que resulte mayor al propuesto anteriormente, se propone un nuevo diámetro nominal. Se debe verificar nuevamente la "relación de esbeltez" del punto 1).

13) Siendo D el diámetro asumido, se determina el área disponible.

$$A_{disp} = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

14) Se calcula la fracción líquida del recipiente.

$$\frac{A_L}{A_{disp}} = M$$

El número adimensional "M" es también conocido como coeficiente de volumen parcial del recipiente cilíndrico horizontal.

Existen tablas donde a partir de M se puede determinar la relación de la altura de líquido total sobre el diámetro del recipiente ( $\frac{H_L}{D}$ ). (Ver Anexo 7)

Alternativamente, se puede calcular esta relación a partir del siguiente sistema de ecuaciones:

$$\frac{A_L}{A_{total}} = \frac{\theta - \sin \theta}{2\pi}$$

$$\theta = 2 \times [\cos^{-1}(1 - \frac{2 \cdot H_L}{D})]$$

15) De la relación obtenida se despeja la altura de líquido y se calcula la altura de gas:

$$D - H_L = H_G$$

La altura del vertedero del separador se va a tomar igual a la altura de líquido.

16) Se determina la longitud real (costura a costura) del separador.

$$\text{Capacidad líquida controlante} \rightarrow L = \left(\frac{4}{3}\right) \times L_{eff}$$

$$\text{Capacidad gas controlante} \rightarrow L = L_{eff} + D$$

Si  $V_G < V_{G \max}$  la capacidad líquida es controlante.

## 7.2. Separador vertical bifásico.

La secuencia de pasos para el diseño de un separador vertical bifásico se describe a continuación.

- 1) Se asume un valor entre 3 y 4 de la altura sobre diámetro denominada “relación de esbeltez” del separador.

$$3 \leq \frac{H}{D} \leq 4$$

- 2) Se considera como primera aproximación que la mitad de la sección transversal del recipiente será ocupada por el gas y la otra mitad por el líquido.

$$M = 0,5$$

- 3) Se calcula el volumen de retención requerido para los líquidos de la misma manera que para el separador bifásico horizontal.
- 4) Reemplazando las consideraciones de los puntos 1) y 2) se despeja el diámetro mínimo requerido y la altura.

$$V_L = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot M \cdot H$$

- 5) Se selecciona un diámetro nominal mayor al calculado y se selecciona una longitud efectiva que cumpla la relación de esbeltez del punto 1). La API especificación 12J [05] presenta una tabla con los diámetros nominales y las presiones de operación tal como se muestra en la Tabla 11.

Tabla 11. Valores de MAWP para separadores verticales

VERTICAL SEPARATORS SIZE AND WORKING PRESSURE RATINGS							
Nominal Diameter, Inches	Maximum Allowable Working Pressure, PSIG @ 130°F.						
	16	20	24	30	36	42	48
16	...	230	600	1000	1200	1440	2000
20	125	230	600	1000	1200	1440	2000
24	125	230	600	1000	1200	1440	2000
30	125	230	600	1000	1200	1440	2000
36	125	230	600	1000	1200	1440	2000
42	125	230	600	1000	1200	1440	2000
48	125	230	600	1000	1200	1440	2000
54	125	230	600	1000	1200	1440	2000
60	125	230	600	1000	1200	1440	2000

Una vez más las longitudes típicas costura a costura son 5 ft, 7,5 ft y 10 ft y para longitudes mayores se incrementa de a 2,5 ft. Los diámetros nominales incrementan de a 6”.

- 6) Al igual que para separadores bifásicos horizontales, se determina el coeficiente de Souders-Brown  $K_{SB}$  según recomienda la API 12J.
- 7) Se corrige el valor de  $K_{SB}$  por alta presión si es necesario al igual que para separadores horizontales.
- 8) Se calcula la velocidad superficial máxima permitida del gas al igual que para el separador bifásico horizontal.
- 9) Se calcula el área transversal mínima para el pasaje de gas.

$$A_{G \min} = \frac{q_G}{v_{G \max}}$$

- 10) Se determina el diámetro mínimo requerido para el pasaje de gas.

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{G \min}}{\pi}}$$

En el caso de que sea mayor al propuesto anteriormente, se propone un nuevo diámetro nominal. Se debe verificar nuevamente la “relación de esbeltez” del punto 1).

- 11) Siendo D el diámetro asumido, se determina la altura de líquido.

$$H_L = \frac{4 \cdot V_L}{\pi \cdot D^2}$$

### 7.3. Separador horizontal trifásico.

- 1) Al igual que para un separador bifásico se asume un valor entre 3 y 5 de la relación longitud efectiva sobre diámetro denominada “relación de esbeltez” del separador.

$$3 \leq \frac{L_{eff}}{D} \leq 5$$

- 2) También, se considera como primera aproximación que la mitad de la sección transversal del recipiente será ocupada por gas y la otra mitad por el líquido.

$$M = 0,5$$

- 3) La aproximación usual en el diseño de un separador trifásico es permitir tiempos de residencia iguales para el agua y el petróleo.

$$t_{ro} = t_{rw}$$

- 4) Se calcula el volumen de retención requerido para los líquidos a partir del dato de caudal y del tiempo de retención. La API 12J presenta una tabla de tiempos de residencia típicos en función de los grados API del petróleo. Se deben considerar los mínimos valores de tiempo para el dimensionamiento. Ver Tabla 12.

Tabla 12. Tiempos de residencia típicos para separadores trifásicos

<u>Oil Gravities</u>	<u>Minutes (Typical)</u>
Above 35° API	3 to 5
Below 35° API	
100+°F	5 to 10
80+°F	10 to 20
60+°F	20 to 30

$$V_L = V_w + V_o = q_w t_{rw} + q_o t_{ro}$$

- 5) Reemplazando las consideraciones de los puntos 1) y 2) se despeja el diámetro mínimo requerido y la longitud efectiva.

$$V_L = \frac{\pi}{4} D^2 M L_{eff}$$

- 6) Se selecciona un diámetro nominal mayor al calculado y se selecciona una longitud efectiva que cumpla la relación de esbeltez del punto 1). La API 12J presenta una tabla con los diámetros nominales y las presiones de operación que ya se ha presentado en la Tabla 9.

Las longitudes típicas costura a costura son 5 ft, 7,5 ft y 10 ft y para largos mayores se incrementa de a 2,5 ft. Los diámetros nominales incrementan de a 6".

- 7) Se asume un valor del coeficiente de Souders-Brown  $K_{SB}$  según recomienda la API 12J. Se obtiene dicho valor de la Tabla 10.
- 8) Se corrige el valor de  $K_{SB}$  por alta presión si es necesario.
- 9) Se calcula la velocidad superficial máxima permitida del gas que permite el asentamiento de las gotas de líquido a través de la ley de Stokes.

$$v_{G \max} = K_{SB} \sqrt{\frac{\rho_o - \rho_G}{\rho_G}}$$

- 10) Se calcula el área transversal mínima para el pasaje de gas

$$A_{G \min} = \frac{q_G}{v_{G \max}}$$

11) Se calcula la capacidad líquida

$$A_{L \min} = \frac{V_L}{L_{eff}}$$

12) Se determina el área mínima total

$$A_{\min} = A_{G \min} + A_{L \min}$$

13) Se determina el diámetro mínimo requerido para ambas fases a partir del área mínima total.

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\min}}{\pi}}$$

En el caso de que sea mayor al propuesto anteriormente, se propone un nuevo diámetro nominal. Se debe verificar nuevamente la “relación de esbeltez” del punto 1).

14) Siendo D el diámetro asumido, se determina el área disponible.

$$A_{disp} = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

15) Se calcula la fracción del recipiente ocupada por el líquido.

$$\frac{A_{L \min}}{A_{disp}} = M$$

El número adimensional “M” es también conocido como coeficiente de volumen parcial del recipiente cilíndrico horizontal.

Existen tablas donde a partir de M se puede determinar la relación de la altura de líquido total sobre el diámetro del recipiente ( $\frac{H_L}{D}$ ). (Ver Anexo 7)

Alternativamente, se puede calcular esta relación a partir del siguiente sistema de ecuaciones:

$$\frac{A_L}{A_{total}} = \frac{\theta - \sin \theta}{2\pi}$$
$$\theta = 2 \times [\cos^{-1}(1 - \frac{2 \cdot H_L}{D})]$$

16) De la relación obtenida se despeja la altura ocupada por el líquido y se calcula la altura ocupada por el gas:

$$D - H_L = H_G$$

La altura del vertedero del separador se va a tomar igual a la altura de líquido.

17) Para determinar la altura de la interfase, con el dato del volumen de agua y se procede de la misma manera a partir del paso 11) y se obtiene la relación

$$\left(\frac{H_{o/w}}{D}\right).$$

18) Se determina la longitud real (costura a costura) del separador.

$$\text{Capacidad líquida controlante} \rightarrow L = \left(\frac{4}{3}\right) \times L_{eff}$$

$$\text{Capacidad gas controlante} \rightarrow L = L_{eff} + D$$

Si  $V_G < V_{G \max}$  la capacidad líquida es controlante.

## 8. TRABAJOS DE INGENIERÍA REALIZADOS

### 8.1. DIMENSIONAMIENTO DE UN SEPARADOR TRIFÁSICO

#### HORIZONTAL

Se pretende diseñar un separador horizontal trifásico que sea capaz de separar las tres fases de dos pozos cuyos datos se indican a continuación.

##### 8.1.1. Datos

- **Condiciones de entrada:**
  - Presión de operación: 7 kg/cm<sup>2</sup>g-13,5kg/cm<sup>2</sup>g
  - Temperatura de operación: 45°C-55°C
- **Gas:**
  - Caudal normal  $q_G$ : 80.000 Sm<sup>3</sup>/d
  - Caudal máximo  $q_{G \max}$ : 150.000 Sm<sup>3</sup>/d
- **Oil:**
  - Caudal normal  $q_O$ : 400 m<sup>3</sup>/d
  - Caudal máximo  $q_{O \max}$ : 500 m<sup>3</sup>/d
  - Densidad  $\rho_O$ : 760 kg/m<sup>3</sup>
  - Viscosidad  $\mu_o$ : 3,46 cP a 55°C y Presión atmosférica 1,033 kg/cm<sup>2</sup>g.
- **Agua:**
  - Caudal normal  $q_W$ : 400 m<sup>3</sup>/d
  - Caudal máximo  $q_{W \max}$ : 700 m<sup>3</sup>/d
  - Densidad  $\rho_w$ : 1010 kg/m<sup>3</sup>
  - Viscosidad  $\mu_w$ : 1 cP
- **GOR: 200**
- **GOR máximo: 300**
- **Cromatografía del gas**

Los datos del análisis se presentan en la Tabla 13.

Tabla 13. Datos de la Cromatografía del gas

Componente	%Molar	%Volumen	%Masa
Nitrógeno	0,523	0,525	0,730
Dióxido de carbono	0,533	0,532	1,169
Metano	80,517	80,704	64,248
Etano	12,209	12,158	18,288
Propano	4,424	4,364	9,718
I-Butano	0,375	0,365	1,086
N-Butano	0,896	0,868	2,594
Cis-2-Buteno	0,008	0,008	0,022
I-Pentano	0,160	0,152	0,575
N-Pentano	0,180	0,169	0,647
Hexanos	0,109	0,100	0,468
Heptanos	0,038	0,033	0,190
Octanos	0,020	0,016	0,114
Nonanos	0,008	0,006	0,051
Totales	100	100	100

Para lograr un diseño más conservativo del separador se deben tener en cuenta las condiciones más desfavorables, En este caso, se considera la presión y temperatura donde el gas ocupe mayor volumen. Por lo tanto, la presión y temperatura consideradas son:

$$P = 7 \text{ kg/cm}^2\text{g}$$

$$T = 55^\circ\text{C}$$

Del reporte cromatográfico se obtuvieron las siguientes propiedades del gas considerando datos a la presión y temperatura de diseño:

- Z: 0,9804
- Viscosidad  $\mu_G$ : 0,01221 cP
- Densidad  $\rho_G$ : 5,912 kg/m<sup>3</sup>
- Densidad  $\rho_G$  (STD): 0,849 kg/Sm<sup>3</sup>
- $PM_G = 20,074$

### 8.1.2. Desarrollo

#### Consideraciones:

- $\frac{L_{eff}}{D} = 4$
- El líquido ocupa la mitad del volumen del separador.
- Se consideran tiempos iguales de retención para el agua y el petróleo.

#### Cálculos:

Se calcula el caudal de gas a las condiciones de presión y temperatura:

$$q_G = 150.000 \frac{Sm^3}{dia} \times \frac{1 dia}{24 hs} \times \frac{1 hs}{3600 s} \times 0,849 \frac{kg}{Sm^3} \times \frac{1 m^3}{5,91 kg} = 0,25 m^3/s$$

Se requiere conocer los grados API del condensado para establecer un tiempo de retención. Se selecciona un valor recomendado por API especificación 12J.

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{0,76} - 131,5 = 54,7^{\circ}$$

Como los grados API son mayores a  $35^{\circ}$ , se selecciona los tiempos de residencia a partir de la Tabla 12.

$$t_r = 3 min$$

Se calcula el volumen de líquido considerando caudales máximos.

$$V_L = \frac{\pi}{4} D^2 M L_{eff} = q_w t_{rw} + q_o t_{ro}$$
$$V_L = 700 \frac{m^3}{dia} \times \frac{1 dia}{1440 min} \times 3min + 500 \frac{m^3}{dia} \times \frac{1 dia}{1440 min} \times 3min = 2,5 m^3$$

Remplazando las consideraciones anteriores, se despeja el diámetro:

$$\frac{\pi}{4} D^2 0,5(4.D) = 2,5 m^3$$

Luego,

$$D = 1,17 m$$

Y

$$L_{eff} = 4.D = 4,68 m$$

Selección de las dimensiones del separador:

La API 12 J presenta estándares de diámetros industriales nominales. Por lo que, se selecciona el diámetro nominal más próximo al calculado.

$$D = 48 \text{ in} = 1,2192 \text{ m}$$

Considerando el largo efectivo del separador como

$$L_{eff} = 4,7 \text{ m} = 15,4 \text{ ft}$$

Luego,

$$\frac{L_{eff}}{D} = 3,85$$

Valor que se encuentra en el rango de tamaño óptimo.

$$3 < \frac{L_{eff}}{D} < 5$$

Capacidad del gas-Factor de Souders-Brown  $K_{SB}$

Para separadores horizontales la API 12J recomienda valores de  $K_{SB}$  según la longitud. Para equipos de 10 ft de largo sugiere un valor de  $K_{SB}$  de 0,4 a 0,5. Para otras longitudes:

$$K_{SB} = 0,4 \text{ a } 0,5 \times \left(\frac{L_{eff}}{10}\right)^{0,56} \left[\frac{ft}{s}\right]$$

Tomamos un valor de 0,4 para lograr un diseño más conservativo.

$$K_{SB} = 0,3048 \frac{m}{ft} \times 0,4 \times \left(\frac{15,4 \text{ ft}}{10}\right)^{0,56} = 0,155 \text{ m/s}$$

Como la presión de operación es mayor a 6,8 kg/cm<sup>2</sup>g, se ajusta al valor de  $K_{SB}$ .

$$K_{SB} = 0,155 - 0,0001 \left( \frac{7 \text{ kg}}{\text{cm}^2 \text{ g}} \times \frac{14,223 \text{ psig}}{1 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \text{ g}}} + 14,7 \frac{\text{psia}}{\text{psig}} - 100 \text{ psia} \right) = 0,154 \text{ m/s}$$

Puede verse que se obtiene prácticamente el mismo valor al corregir la presión, ya que la presión de operación es muy próxima a 6,8 kg/cm<sup>2</sup>g.

Luego, se calcula la velocidad máxima del gas:

$$v_{G \text{ max}} = K_{SB} \sqrt{\frac{\rho_O - \rho_G}{\rho_G}}$$

$$v_{G \text{ max}} = 0,154 \text{ m/s} \sqrt{\frac{760 \text{ kg/m}^3 - 5,91 \text{ kg/m}^3}{5,91 \text{ kg/m}^3}}$$

$$v_{G \max} = 1,74 \text{ m/s}$$

Con la velocidad máxima del gas, calculamos el área mínima ocupada por el gas.

$$A_{G \min} = \frac{q_G}{v_{G \max}} = \frac{0,25 \text{ m}^3/\text{s}}{1,74 \text{ m/s}} = 0,144 \text{ m}^2$$

#### Capacidad del líquido-Tiempo de retención

Se calcula el área ocupada por el líquido

$$A_L = \frac{V_L}{L_{eff}} = \frac{2,5 \text{ m}^3}{4,7 \text{ m}} = 0,532 \text{ m}^2$$

Luego, se determina el área mínima total

$$A_{min} = A_{G \min} + A_L = 0,144 \text{ m}^2 + 0,532 \text{ m}^2 = 0,676 \text{ m}^2$$

Se calcula el diámetro mínimo

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{min}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,676 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,928 \text{ m}$$

Se continúa el diseño con el diámetro nominal seleccionado a partir del cálculo de volumen de líquido.

$$D = 48 \text{ in} = 1,2192 \text{ m}$$

Luego, se calcula el área disponible:

$$A_{disp} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{\pi \cdot (1,2192 \text{ m})^2}{4} = 1,17 \text{ m}^2$$

$$\frac{A_L}{A_{disp}} = M = \frac{0,532 \text{ m}^2}{1,17 \text{ m}^2} = 0,4547$$

De las Figuras 33 y 34 del Anexo 7, se obtiene el coeficiente para volúmenes parciales de cilindros horizontales:

$$\frac{H_L}{D} = h_d = 0,464$$

Alternativamente,

$$\frac{A_L}{A_{total}} = \frac{\theta - \sin \theta}{2\pi} = 0,4547$$

Se despeja,  $\theta = 2,999$

$$\theta = 2 \times \left[ \cos^{-1} \left( 1 - \frac{2 \cdot H_L}{D} \right) \right] = 2,999$$

Luego,

$$\frac{H_L}{D} = h_d = 0,464$$

Se observa que se obtiene el mismo resultado

Manning & Thompson en Oilfield Processing of Petroleum se recomienda que  $H_L/D < 0,8$

Luego, la altura de líquido:

$$H_L = 0,5662m$$

Se calcula la altura que ocupará el gas como:

$$D - H_L = H_G = 0,653m$$

También dichos autores recomiendan  $D - H_L > 0,46 m$

Como se cumplen ambos criterios, se continua con el diseño:

Se calcula el volumen ocupado por el agua:

$$V_w = 700 \frac{m^3}{dia} \times \frac{1 dia}{1440 min} \times 3min = 1,46 m^3$$

Con el volumen, obtenemos el área transversal de la fase agua:

$$A_w = \frac{V_w}{L_{eff}} = \frac{1,46 m^3}{4,7 m} = 0,311 m^2$$

Luego, la fracción de agua:

$$\frac{A_w}{A_{disp}} = \frac{0,311 m^2}{1,17 m^2} = 0,2658$$

Igual que antes se determina la altura que ocupará el agua:

$$\frac{H_{o/w}}{D} = 0,3115$$

Luego,

$$H_{o/w} = 0,3798 m$$

Las diferentes alturas, para este caso, pueden apreciarse en la Figura 24 [07].

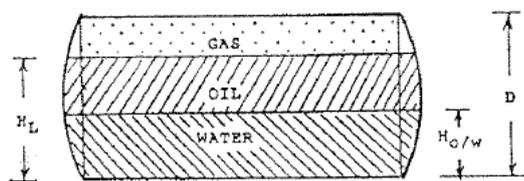


Figura 24 – Alturas en un separador trifásico horizontal

Calculamos el área y la velocidad real del gas:

$$A_G = A_{disp} - A_L = 1,17m^2 - 0,532m^2 = 0,64 m^2$$

Luego,

$$v_G = \frac{q_G}{A_G} = \frac{0,25 m^3/s}{0,64 m^2} = 0,391 m/s$$

Como  $v_G < v_{G \text{ MAX}}$  se puede concluir que el tamaño del separador está controlado por la capacidad de líquido y no por el caudal de gas.

Ahora se comprueba el diseño estimando las gotas de líquido más pequeñas y las burbujas de gas que se pueden recolectar con un 100% de eficiencia.

Capacidad del gas - Gota de petróleo en fase gas.

Tiempo de retención del gas:

$$t_{rG} = \frac{L_{eff}}{v_G} = \frac{4,7 \text{ m}}{0,391 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 12,02 \text{ s}$$

Luego, la velocidad de la gota de petróleo en la fase gas es:

$$v_{od} = \frac{H_G}{t_{rG}} = \frac{0,653 \text{ m}}{12,02 \text{ s}} = 0,054 \text{ m/s}$$

Luego, se calcula el diámetro de la gota:

$$v_{od} = \sqrt{\frac{\left(\frac{4}{3}\right) d_d (\rho_L - \rho_G) g}{C_D \rho_G}}$$

Asumiendo que la gota es lo suficientemente pequeña para que las fuerzas sean esencialmente viscosas.

$$C_D = \frac{24}{Re} = \frac{24 \mu_G}{d_d v_d \rho_G}$$

Reemplazando,

$$v_d = \frac{d_d^2 (\rho_L - \rho_G) g}{18 \mu_G}$$

Despejando el diámetro de la gota obtenemos:

$$d_d = \sqrt{\frac{v_d 18 \mu_G}{(\rho_L - \rho_G) g}}$$

Luego,

$$d_d = \sqrt{\frac{0,054 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 18 \times 0,00001221 \frac{\text{kg}}{\text{m}} \cdot \text{s}}{\left(760 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 5,91 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \times 9,8 \text{ m/s}}} = 4 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 40 \mu\text{m}$$

Calculamos el número de Reynolds:

$$Re = \frac{d_d \times v_d \times \rho_G}{\mu_G} = \frac{4 \cdot 10^{-5} \text{ m} \times 0,054 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 5,91 \text{ kg/m}^3}{0,00001221 \frac{\text{kg}}{\text{m}} \cdot \text{s}} = 1$$

Luego, como  $Re=1$  la suposición es válida y es posible aplicar la Ley de Stokes.

Capacidad del líquido - Gota de agua en fase petróleo.

Se calcula la altura ocupada por el petróleo

$$H_o = H_L - H_w = 0,5662m - 0,3798 m = 0,1864 m$$

Además, el tiempo de residencia del petróleo definido es:

$$t_{ro} = 3 \text{ min} = 180 \text{ s}$$

Luego,

$$v_{wd} = \frac{H_o}{t_{ro}} = \frac{0,1864m}{180 \text{ s}} = 0,00104 \text{ m/s}$$

Realizando las mismas suposiciones, se calcula el diámetro de la gota de agua

$$d_d = \sqrt{\frac{0,00104 \frac{m}{s} \times 18 \times 0,00346 \frac{kg}{m} \cdot s}{\left(1010 \frac{kg}{m^3} - 760 \frac{kg}{m^3}\right) \times 9,8m/s}} = 1,63 \cdot 10^{-4}m = 163\mu m$$

Se calcula el número de Reynolds:

$$Re = \frac{d_d \times v_d \times \rho_o}{\mu_o} = \frac{1,63 \cdot 10^{-4}m \times 0,00104 \frac{m}{s} \times 760kg/m^3}{0,00346 \frac{kg}{m} \cdot s} = 0,037$$

Luego, como  $Re<1$  la suposición es válida y es posible aplicar la Ley de Stokes.

Capacidad del líquido - Gota de petróleo en fase agua

$$H_w = 0,3798 m$$

Además, el tiempo de residencia del agua definido es:

$$t_{rw} = 3 \text{ min} = 180 \text{ s}$$

Luego,

$$v_{od} = \frac{H_w}{t_{rw}} = \frac{0,3798m}{180 \text{ s}} = 0,0021 \text{ m/s}$$

Realizando las mismas suposiciones, se calcula el diámetro de la gota de agua

$$d_d = \sqrt{\frac{0,0021 \frac{m}{s} \times 18 \times 0,001 \frac{kg}{m} \cdot s}{\left(1010 \frac{kg}{m^3} - 760 \frac{kg}{m^3}\right) \times 9,8m/s}} = 1,24 \cdot 10^{-4} = 124\mu m$$

Calculando el número de Reynolds:

$$Re = \frac{d_d \times v_d \times \rho_o}{\mu_o} = \frac{1,24 \cdot 10^{-4}m \times 0,0021 \frac{m}{s} \times 1010kg/m^3}{0,001 \frac{kg}{m} \cdot s} = 0,26$$

Luego, como  $Re < 1$  la suposición es válida y es posible aplicar la Ley de Stokes.

#### Altura del vertedero

Se selecciona la altura del vertedero a partir del dato de altura de la interfase petróleo-gas.

$$h = 0,55 \text{ m}$$

#### Dimensiones del separador

Se estiman las dimensiones del separador a partir de las siguientes ecuaciones

$$L_L = \left(\frac{4}{3}\right) \cdot L_{eff} = \left(\frac{4}{3}\right) \cdot 4,7\text{m} = 6,27 \text{ m}$$

$$L_G = L_{eff} + D = 4,7\text{m} + 1,2192 \text{ m} = 5,92 \text{ m}$$

Se selecciona la longitud estándar más próxima:

$$L = 22,5 \text{ ft} = 6,858 \text{ m}$$

Como la fase líquida es la controlante, el largo efectivo de la separación se despeja del largo real seleccionado.

$$L_{eff} = 5,144 \text{ m}$$

$$D = 48 \text{ in} = 1,2192 \text{ m}$$

#### Capacidad máxima del separador

$$q_{g \max} = v_{G \max} \cdot A_G = 1,74 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,64 \text{ m}^2 = 1,11 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 95.904 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}} = 667.600 \frac{\text{Sm}^3}{\text{dia}}$$

Se calcula el volumen de agua y crudo a partir de la longitud efectiva:

$$V_w = A_w \times L_{eff} = 0,311\text{m}^2 \times 5,144\text{m} = 1,60\text{m}^3$$

$$q_{w \max} = \frac{V_w}{t_{rw}} = \frac{1,60 \text{ m}^3}{3 \text{ min.} \cdot \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min.}} \cdot \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ hr}}} = 769,3 \text{ m}^3/\text{dia}$$

$$V_o = A_o \times L_o = 0,221\text{m}^2 \times 5,144\text{m} = 1,14\text{m}^3$$

$$q_{o \max} = \frac{V_o}{t_{ro}} = \frac{1,14 \text{ m}^3}{3 \text{ min.} \cdot \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min.}} \cdot \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ hr}}} = 546,6 \text{ m}^3/\text{dia}$$

#### Selección de materiales

Para la envolvente cilíndrica y los cabezales se seleccionan materiales de acero al carbono, particularmente resulta usual emplear el acero SA-516 70 g, y para las conexiones acero SA-106 B.

Tabla 14. Propiedades mecánicas de aceros.

PROPIEDADES DE LOS MATERIALES: ACERO AL CARBONO Y DE BAJO CONTENIDO DE ELEMENTOS DE ALEACION Valores máximos de esfuerzo permitido a tensión 1000 lb/pulg <sup>2</sup> *												
Especificación		Para temperatura del metal no mayor de, grados F										
Número	Grado	-20 a 650	700	750	800	850	900	950	1050	1100	1150	1200
SA-283	C	12.7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SA-285	C	13.8	13.3	12.1	10.2	8.4	6.5	-	-	-	-	-
SA-515	55	13.8	13.3	12.1	10.2	8.4	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-515	60	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-515	65	16.3	15.5	13.9	11.4	9.0	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-515	70	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-516	55	13.8	13.3	12.1	10.2	8.4	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-516	60	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-516	65	16.3	15.5	13.9	11.4	9.0	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-516	70	17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-105		17.5	16.6	14.8	12.0	9.3	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-181	I	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-350	LF1	15.0	14.4	13.0	10.8	7.8	5.0	3.0	1.5	-	-	-
	LF2	17.5	16.6	14.8	12.0	7.8	5.0	3.0	1.5	-	-	-
SA-53	B	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	-	-	-	-	-
SA-106	B	15.0	14.4	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	-	-	-
SA-193	B7 ≤ 2½"	25.0	25.0	23.6	21.0	17.0	12.5	8.5	4.5	-	-	-
SA-194	2H	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SA-307	B	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

### Cálculo de espesor de la envolvente cilíndrica y los cabezales

Se asume una junta soldada a tope de doble bisel en V completamente radiografiada, por lo tanto, E=1.

La tensión máxima admisible se obtiene de la Tabla 14. En este caso para el acero seleccionado (SA 516 70g) es 17.500 psi a temperaturas entre -20 y 650 °F (-29 y 343°C).

La presión de diseño o "Presión de trabajo máxima permitida" (MAWP) debe ser más alta que la presión normal del recipiente. La presión de operación está fijada por las condiciones del proceso, en este caso es entre 7 kg/cm<sup>2</sup>g (99,6 psig) y 13,5 kg/cm<sup>2</sup>g (192 psig). La Tabla del Anexo 8 [11] recomienda un diferencial mínimo entre la presión de operación y la MAWP para que la diferencia entre la presión de operación

y la presión de ajuste de la válvula de alivio proporcione una amortiguación suficiente.

En este caso, como la presión de operación máxima es 192 psig, se debe considerar una diferencia de 25 psig.

$$P = 192 \text{ psig} + 25 \text{ psig} = 217 \text{ psig}$$

- Envolverte cilíndrica:

$$t = \frac{P \cdot R_i}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} = \frac{217 \text{ psig} \cdot 24 \text{ in}}{17500 \text{ psig} \cdot 1 - 0,6 \cdot 217 \text{ psig}}$$

$$t = 0,3 \text{ in} = 7,6 \text{ mm}$$

- Cabezal elipsoidal:

$$t = \frac{P \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} = \frac{217 \text{ psig} \cdot 48 \text{ in}}{2 \cdot 17500 \cdot 1 - 0,2 \cdot 217 \text{ psig}}$$

$$t = 0,3 \text{ in} = 7,6 \text{ mm}$$

### Cálculo de conexiones

- **Ingreso multifásico:**

-Se necesita estimar la densidad de la mezcla

Los caudales másicos son:

$$\dot{m}_G = 4245 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_w = 29458,3 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_o = 15833,3 \text{ kg/h}$$

Luego,

$$\dot{m}_{total} = 49536,6 \text{ kg/h}$$

Se calcula las fracciones másicas:

$$X_G = \frac{\dot{m}_G}{\dot{m}_{total}} = 0,0857$$

$$X_w = \frac{\dot{m}_w}{\dot{m}_{total}} = 0,5947$$

$$X_o = \frac{\dot{m}_o}{\dot{m}_{total}} = 0,3196$$

Entonces,

$$\rho_m = \frac{49536,6 \text{ kg/h}}{\frac{4245 \text{ kg/h}}{5,91 \text{ kg/m}^3} + \frac{29458,3 \text{ kg/h}}{1010 \text{ kg/m}^3} + \frac{15833,3 \text{ kg/h}}{760 \text{ kg/m}^3}} = 64,5 \text{ kg/m}^3$$

Luego, debe cumplirse límite de velocidad de erosión empírica

$$v_c = \frac{60}{(\rho_m)^{0,5}} = \frac{60}{(64,5 \frac{kg}{m^3})^{0,5}} = 7,47 \text{ m/s}$$

Se calcula el diámetro mínimo para la boca de entrada

$$A_c = \frac{\dot{m}_{total}}{\rho_m \cdot v_c} = \frac{49536,6 \text{ kg/h}}{64,5 \frac{kg}{m^3} \cdot 7,47 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 0,0286 \text{ m}^2$$

Despejando,

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0286 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,191 \text{ m}$$

Se selecciona la conexión de entrada de diámetro nominal 8" Schedule 20 (di=0,213m) serie #150.

- **Salida gas:**

$$v_c = \frac{75}{(\rho_G)^{0,5}} = \frac{75}{(5,91 \frac{kg}{m^3})^{0,5}} = 30,85 \text{ m/s}$$

Se calcula el diámetro mínimo para la boca de salida

$$A_c = \frac{Q_G}{v_c} = \frac{0,2 \text{ m}^3/\text{s}}{30,85 \text{ m/s}} = 0,0065 \text{ m}^2$$

Despejando,

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0065 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,0910 \text{ m}$$

Se selecciona la conexión de salida de gas de 4" Schedule 40 (di=0,108 m) serie #150.

- **Salida agua:**

$$v_c = 1 \text{ m/s}$$

Se calcula el diámetro mínimo para la boca de salida

$$A_c = \frac{Q_w}{v_c} = \frac{700 \text{ m}^3/\text{dia}}{1 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ h} \times 3600 \text{ s}} = 0,0081 \text{ m}^2$$

Despejando,

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0081 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,1016$$

Se selecciona la conexión de salida de agua de 4" Schedule 40 (di=0,108 m) serie #150.

- **Salida petróleo:**

$$v_c = 1 \text{ m/s}$$

Calculamos el diámetro mínimo para la boca de salida

$$A_c = \frac{Q_w}{v_c} = \frac{500 \text{ m}^3/\text{dia}}{1 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ h} \times 3600 \text{ s}} = 0,0058 \text{ m}^2$$

Despejando,

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0058 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,0859 \text{ m}$$

Seleccionamos una boca de salida de petróleo de 4" Schedule 40 (di=0,108 m) serie #150.

La MAWP del recipiente no puede exceder la MAWP de las conexiones, válvulas y tuberías conectadas al recipiente. Las bridas de las cañerías, accesorios y válvulas se fabrican de acuerdo con las clases de clasificación de presión estándar de la industria. La Tabla del Anexo 9 presenta la MAWP de los accesorios de acero al carbono fabricados de acuerdo con la especificación ANSI B16.5.

Si la MAWP mínima calculada a partir de la tabla del Anexo 8 está cerca de uno de los valores de las MAWP ANSI enumeradas en la tabla del Anexo 9, es común diseñar el recipiente a presión con la misma MAWP que la clase ANSI.

En este caso, como las conexiones seleccionadas son serie 150 y la temperatura de operación es de 55°C (131°F), se recalcula el espesor considerando una MAWP de 250 psig.

- Envoltente cilíndrica:

$$t = \frac{P \cdot R_i}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} = \frac{250 \text{ psig} \cdot 24 \text{ in}}{17500 \text{ psig} \cdot 1 - 0,6 \cdot 250 \text{ psig}}$$
$$t = 0,35 \text{ in} = 8,8 \text{ mm}$$

- Cabezal elipsoidal:

$$t = \frac{P \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} = \frac{250 \text{ psig} \cdot 48 \text{ in}}{2 \cdot 17500 \cdot 1 - 0,2 \cdot 250 \text{ psig}}$$
$$t = 0,34 \text{ in} = 8,7 \text{ mm}$$

Se considera un espesor de 8,8 mm para la envoltente y de 8,7 mm para los cabezales ya que el aumento en el costo, en este caso, resulta no significativo considerando que se tendrá disponible flexibilidad operativa si los cambios en el

proceso (por ejemplo, un mayor rendimiento) requieren un aumento en la presión de operación.

A los espesores calculados debe agregarse un sobre espesor por corrosión de 1,6 mm.

Finalmente, se representa el separador trifásico con las dimensiones obtenidas.

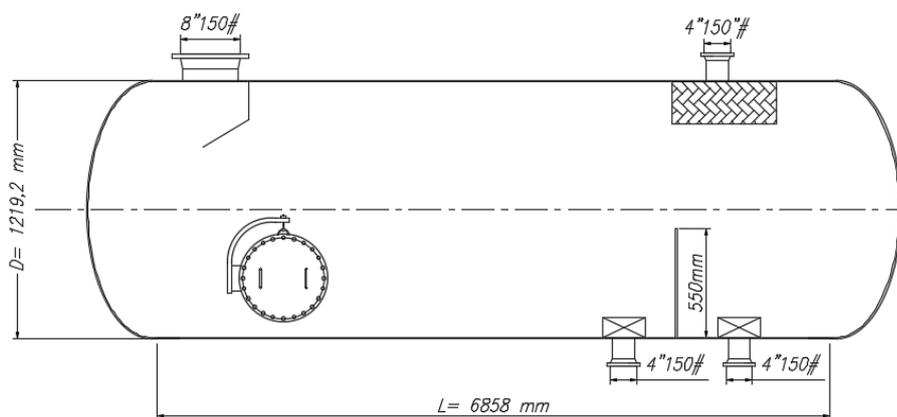


Figura 26. Separador horizontal trifásico resultado del diseño.

Tabla 15. Resultados del diseño obtenido.

DATOS DE DISEÑO	
Temperatura de operación	44-55°C (*)
Presión de operación	7 -13 kg/cm <sup>2</sup> g (**)
Caudal de gas	150.000 Sm <sup>3</sup> /d
Caudal de agua	700 m <sup>3</sup> /d
Caudal de petróleo	500 m <sup>3</sup> /d
SEPARADOR HORIZONTAL TRIFÁSICO OBTENIDO	
Diámetro	48 in (1,219 m)
Longitud	22,5 ft (6,858 m)
Cabezal	Elipsoidal
Material cuerpo cilíndrico	SA-516 70 g
Espesor cuerpo cilíndrico	8,8 mm
Material cabezales	SA-516 70 g
Espesor cabezales	8,7 mm
Caudal de gas máximo	667.600 Sm <sup>3</sup> /día

Caudal de agua máximo	769,3 m <sup>3</sup> /día
Caudal de petróleo máximo	546,6 m <sup>3</sup> /día
Material conexiones	SA-106 B
Conexión entrada	8" Sch 20
Conexión salida de gas	4" Sch 40
Conexión salida de agua	4" Sch 40
Conexión salida de petróleo	4" Sch 40

(\*) Se realizó la verificación de capacidad a 45°C, pero no se presentan los cálculos debido a que no se observan cambios considerables.

(\*\*) Se realizó la verificación de capacidad a 13,5 kg/cm<sup>2</sup>g. La misma se encuentra dentro de los límites permitidos.

### 8.1.3. Conclusión

Se obtuvieron las dimensiones de un separador trifásico capaz de separar el fluido proveniente del pozo en cuestión, se realizaron las verificaciones de las alturas de interfase para dimensionar los vertederos, y se seleccionaron los materiales correspondientes al cuerpo principal, a los cabezales y a las conexiones. Se calculó el espesor del cuerpo principal y de los cabezales del separador. Para un diseño apropiado se considera un sobre espesor por corrosión de 1,6 mm.

Además, se dimensionaron las conexiones de ingreso y salida del separador para minimizar la erosión, corrosión, caída de presión, etc.

El dimensionamiento del separador se realizó con el objetivo de visualizar todos los parámetros a considerar para lograr una separación óptima para luego verificar la capacidad del recipiente de separación solicitado por el cliente.

## 8.2. PROYECTO TECFOR 1482.

El cliente requiere verificar la capacidad de dos separadores para la locación Bajada del toro (BDT)

1. Separador de control trifásico de 150 m<sup>3</sup>/d.
2. Separador de proceso trifásico de 500 m<sup>3</sup>/d.

Se pide realizar la verificación mediante los siguientes criterios:

- Capacidad de separación del equipo siguiendo los lineamientos de API12J.

- Capacidad de acuerdo a velocidades máximas recomendadas en boquillas por Campbell.

En caso de que el equipo no verifique, TECFOR debe indicar cuáles serían los cambios a realizar, considerando el mismo equipo (cambio de PSV, cambio de LV o PV, etc)

En caso de tener que reemplazar algún dispositivo o elementos finales de control, emitir la HD del mismo (PSV, LV, PV, etc).

Indicar velocidad real en boquillas de acuerdo a los caudales propuestos versus máxima recomendada.

Indicar como anexo a la verificación el diámetro de boquilla ideal para los caudales involucrados.

Realizar verificación a 55°C y una sensibilidad a 45°C.

Se presentan a continuación ambas memorias de cálculo.

8.2.1. Verificación de separador trifásico de 150 m<sup>3</sup>/día de petróleo.

	Proyecto: VERIFICACIÓN SEPARADORES BDT	Doc TECFOR N° 1482-R-MC-001	REV: DA
	Fase: DEFINICIÓN	Fecha emisión: 10/06/2019	
		Página: 81 de 116	

**MEMORIA DE CÁLCULO  
VERIFICACIÓN SEPARADOR TRIFÁSICO 150M3/D**

REV	Por		
	Ejecutó / Revisó	Aprobó	Recibió por
	FIRMA	FIRMA	FIRMA
	Fecha:	Fecha:	Fecha:
REV	Por		
DA	Ejecutó / Revisó G.G. / G.S.	Aprobó M.D.	Recibió por
	FIRMA	FIRMA	FIRMA
	Fecha: 07/06/2019	Fecha:	Fecha:

## INDICE

<b>OBJETO</b> .....	<b>83</b>
<b>ALCANCE</b> .....	<b>83</b>
<b>REFERENCIAS</b> .....	<b>83</b>
<b>PREMISAS</b> .....	<b>83</b>
<b>ECUACIONES DE DISEÑO</b> .....	<b>83</b>
<i>LONGITUDES EFECTIVAS DEL SEPARADOR</i> .....	83
<i>CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE GAS</i> .....	83
<i>CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE LÍQUIDO</i> .....	84
<i>CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE CONEXIONES</i> .....	85
<b>PREMISAS</b> .....	<b>85</b>
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b> .....	<b>85</b>
<b>PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS</b> .....	<b>85</b>
<b>CARÁCTERÍSTICAS DEL SEPARADOR TRIFÁSICO</b> .....	<b>86</b>
<b>CRITERIOS DE DISEÑO</b> .....	<b>86</b>
<b>CÁLCULOS</b> .....	<b>87</b>
<b>CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE GAS</b> .....	<b>87</b>
<b>CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE LÍQUIDO</b> .....	<b>88</b>
<b>CONEXIONES DE PROCESO</b> .....	<b>89</b>
<b>CONCLUSIONES</b> .....	<b>90</b>
<b>ANEXOS</b> .....	<b>93</b>

## **1. OBJETO**

El presente documento tiene por objeto presentar los resultados de la verificación para el Separador Trifásico de control de 150 m<sup>3</sup>/día (Proyecto “Normalización de Equipos – E&P”) con el fin de que este equipo opere recibiendo la producción piloto del Yacimiento Bajada del Toro. El Yacimiento Bajada del Toro (BdT) pertenece al cliente.

## **2. ALCANCE**

El alcance de este documento comprende la verificación del Separador Trifásico ST-103 en su capacidad y de las conexiones de proceso.

## **3. REFERENCIAS**

- Ref. 1: XXX-XXXSEP-VCD13001-R-PI-04004-D1 P&ID -Separador de control 150 m<sup>3</sup>/día – Normalización de Equipos -E&P.
- Ref. 2: API SPECIFICATION 12J Specification for Oil and Gas Separators Seventh Edition 1989.
- Ref. 3: MANNING - Oilfield Processing Petroleum - Vol 2 - Crude Oil - Cap 6.
- Ref. 4: CAMPBELL- Gas Conditioning y Processing – Vol. II - 7 Edition – Cap 11.
- Ref. 5: 4900078861 – Formulario de solicitud de trabajos
- Ref. 6: Cromatografía Bajo del Toro x-4 otorgada por el cliente.
- Ref. 7: Estudio PVT pozo Bajo del Toro x-4 otorgada por el cliente.

## **4. PREMISAS PARA EL DISEÑO**

### **4.1 ECUACIONES DE DISEÑO**

#### **4.1.1.LONGITUDES EFECTIVAS DEL SEPARADOR**

Las ecuaciones empleadas en la verificación de la capacidad de separación corresponden al diseño de separadores (Ref. 5, Manning, Vol. 2, Cap. 6, pág. 97). Dichas ecuaciones emplean lo que se conoce como longitudes efectivas, tanto para la fase gaseosa como para la fase líquida.

En el diseño de separadores a partir de las longitudes efectivas se calcula para cada fase la longitud real requerida para el equipo como:

- La longitud real de la fase líquida se calcula incrementando la longitud efectiva para la fase líquida en un 33%.
- La longitud real de la fase gaseosa se calcula como la longitud efectiva para la fase gaseosa más un diámetro del separador.

#### **4.1.2.CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE GAS**

Según la API 12J (en el Apéndice C, “Design and Sizing Calculations”, pág. 13) la máxima velocidad superficial permitida del gas ( $v_a$ ) en pies por segundo, a las condiciones de operación, se calcula a través de la ecuación (1):

$$(1) \quad v_a = K \sqrt{\frac{d_L - d_G}{d_G}}$$

En donde  $d_L$  y  $d_G$  son las densidades del líquido y del gas respectivamente, en las condiciones de operación (en libras por pies cúbicos), y  $K$  es un factor que se obtiene de la Tabla 1a:

<b>Tabla 1a: Factores K para determinar la máxima velocidad superficial permitida</b>		
<b>Tipo de separador</b>	<b>Altura o Longitud L (ft)</b>	<b>Rango del factor K (ft/s)</b>
Vertical	5	0,12-0,24
	10	0,18-0,35
Horizontal	10	0,4-0,5
	Otras longitudes	0,4 a $0,5 \times (L_{ef}/10)^{0,56}$
Esféricos	Todas	0,2-0,35

Valores recomendados por la API 12J (en el Apéndice C, "Design and Sizing Calculations", pág. 13).

#### 4.1.3. CAPACIDAD DE LÍQUIDO

La capacidad de separación de líquido depende del tiempo de retención y de las interfases (gas/líquido, líquido/líquido) en el recipiente. El tiempo de retención está relacionado con el volumen del recipiente, la cantidad de líquido a tratar y las densidades relativas de agua y crudo.

Una buena separación requiere suficiente tiempo de retención para obtener una condición de equilibrio entre los líquidos y el gas a la temperatura y presión de operación.

La aproximación usual en el diseño de separadores trifásicos es lograr iguales tiempos de retención para el agua y crudo.

Los criterios de diseño básicos para tiempos de retención en separadores trifásicos pueden observarse en la Tabla 2a:

<b>Tabla 2a: Tiempos de retención en separadores trifásicos</b>		
<b>° API del crudo</b>		<b>Minutos (típico)</b>
Superior a 35 °API		3 - 5
Inferior a 35 ° API	100 +°F	5 -10
	80 +°F	10 - 20
	60 +°F	20 - 30

Valores recomendados por la API 12J (en el Apéndice C, "Design and Sizing Calculations", pág. 14).

#### 4.1.4. CAPACIDAD DE CONEXIONES

El criterio recomendado por Campbell (Capítulo XI “Separation Equipment”, pág. 85) para velocidades de flujo en bocas se indica a continuación, de acuerdo con estas las conexiones para el ingreso, salida de gas y salida de líquido deben satisfacer un determinado tamaño para minimizar la erosión/corrosión, caída de presión, arrastre, etc.

$$(2) v_i < \frac{A}{(\rho_m)^{0,5}}$$

$$(3) v_g < \frac{B}{(\rho_g)^{0,5}}$$

$$(4) v_l < C$$

En donde  $v_i$ ,  $v_g$  y  $v_l$  son las velocidades de flujo en las bocas de ingreso, salida de gas y salida de líquido respectivamente.  $\rho_m$  es la densidad en  $\text{kg/m}^3$  de la mezcla. A, B y C son constantes que adoptan los siguientes valores: 60, 75 y 1 respectivamente.

## 5. PREMISAS DE DISEÑO

### 5.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Los caudales y condiciones de diseño son:

#### Separador ST-103

- Caudal de Gas: 75.000  $\text{Sm}^3/\text{d}$
- Caudal de Condensado: 250  $\text{m}^3/\text{d}$
- Caudal de Agua: 350  $\text{m}^3/\text{d}$
- Temperatura de operación: 55 °C y sensibilidad a 45°C para 7 y 13,5  $\text{kg/cm}^2\text{g}$  (No se cuenta con datos de densidad del líquido a 45°C).
- Presión de operación: 2,5; 5; 7 y 13,5  $\text{kg/cm}^2\text{g}$
- GOR máximo por pozo: 300 (Valor asumido para los cálculos)

### 5.2. PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

Las propiedades de los fluidos son las siguientes:

**DATOS DEL GAS:** Ver Anexo 1.

- Gravedad Específica (aire=1): 0,695
- PM: 20,07

Tabla 3a. Viscosidad y Factor de compresibilidad en condiciones de operación						
Presión de operación	2,5 $\text{kg/cm}^2\text{g}$	5 $\text{kg/cm}^2\text{g}$	7 $\text{kg/cm}^2\text{g}$		13,5 $\text{kg/cm}^2\text{g}$	
Temperatura de operación	55°C	55°C	45°C	55°C	45°C	55°C
Viscosidad [cP]	0,01212	0,01217	0,01188	0,01221	0,01202	0,01234
Factor Compresibilidad Z	0,9913	0,9852	0,9782	0,9804	0,9609	0,9648

**PROPIEDADES DEL CONDENSADO (informados por el cliente, ver Ref.5 y Ref. 7):**

- Densidad @ 55°C y 7 kg/cm<sup>2</sup>g: 760 kg/m<sup>3</sup> (54,7 °API)
- Densidad @ 55°C y 13,5 kg/cm<sup>2</sup>g: 800 kg/m<sup>3</sup> (45,4 °API)
- Viscosidad @ 55 °C y 1.033 kg/cm<sup>2</sup>g: 3,46 cP
- Viscosidad @ 45 °C y 1.033 kg/cm<sup>2</sup>g: 4,28 cP

Para los cálculos a 2,5 y 5 kg/cm<sup>2</sup>g se asume que el valor de densidad del condensado se corresponde con el valor informado por el cliente para la condición de 7 kg/cm<sup>2</sup>g.

**PROPIEDADES DEL AGUA (informados por el cliente, ver Ref.5):**

- Densidad @ 55 °C: 1010 kg/m<sup>3</sup>

**5.3. CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR TRIFÁSICO ST-103**

Las características del Separador son:

- Separador Trifásico Horizontal
- Diámetro interior: 1,219 m
- Longitud (T/T): 4,5 m
- Altura del líquido total: 0,55 m
- Altura de interfase de crudo-agua: 0,35 m
- Ubicación del baffle: 4 m (respecto center line conexión de ingreso)

CONEXIONES:

- Ingreso bifásico: 6" - #150
- Salida de gas: 4" - #150
- Salida de agua: 2" - #150
- Salida de crudo: 2" - #150

**5.4. CRITERIOS DE DISEÑO**

Criterios a tener en cuenta:

- Para poder utilizar los factores de la Tabla 1 se asume que la salida de gas cuenta con un "wire mesh demister".
- De la Tabla 2, el tiempo de residencia mínimo de los líquidos: 3 minutos (API 12J).
- Tamaño de gotas recomendados a separar (ARNOLD & STEWART)
  - Gota de agua en Fase Oleosa: 500 micrones.
  - Gota de petróleo en fase gaseosa: 100 micrones.
  - Gota de petróleo en fase acuosa: 200 micrones.

## 6. CÁLCULOS

### 6.1. CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE GAS

En las Tabla 4a, 5a y 6a se presentan los resultados de la capacidad de separación de gas del Separador ST-103:

<b>Tabla 4a: Resultados capacidad de separación de gas – ST-103 @ 2,5 y 5 Kg/cm2g</b>			
<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>		
Presión de operación	Kg/cm2g	<b>2,5</b>	<b>5</b>
Temperatura	°C	<b>55</b>	<b>55</b>
Coefficiente K considerado	m/s	0,122	0,122
Velocidad máxima del Gas $V_a = K \sqrt{\frac{d_L - d_G}{d_G}}$	m/s	2,0924	1,5943
Diámetro interno	mm	1,219	1,219
Área transversal $A = \pi \cdot d_{int}^2 / 4$	m <sup>2</sup>	1,17	1,17
Fracción de sección ocupada por el líquido	%	44	44
Caudal de gas máximo en condiciones de proceso	m <sup>3</sup> /d	118.584	90.358
Caudal de gas máximo en condiciones estándar	Sm <sup>3</sup> /d	359.204	470.263
¿Verifica caudal?		<b>Si</b>	<b>Si</b>

<b>Tabla 5a: Resultados capacidad de separación de gas – ST-103 @ 7 Kg/cm2g</b>			
<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>		
Presión de operación	Kg/cm2g	<b>7 kg/cm<sup>2</sup>g</b>	
Temperatura	°C	<b>45°C</b>	<b>55°C</b>
Coefficiente K considerado	m/s	0,122	0,122
Velocidad máxima del Gas $V_a = K \sqrt{\frac{d_L - d_G}{d_G}}$	m/s	1,3541	1,3770
Diámetro interno	mm	1219	1219
Área transversal $A = \pi \cdot d_{int}^2 / 4$	m <sup>2</sup>	1,17	1,17
Fracción de sección ocupada por el líquido	%	44	44
Caudal de gas máximo en condiciones de proceso	m <sup>3</sup> /d	76.743	78.038
Caudal de gas máximo en condiciones estándar	Sm <sup>3</sup> /d	552.449	543.427
¿Verifica caudal?		<b>Si</b>	<b>Si</b>

Tabla 6a: Resultados capacidad de separación de gas – ST-103 @ 13,5 Kg/cm <sup>2</sup> g			
Parámetro	Unidad		
Presión de operación	Kg/cm <sup>2</sup> g	13,5 kg/cm <sup>2</sup> g	
Temperatura	°C	45°C	55°C
Coeficiente K considerado	m/s	0,122	0,122
Velocidad máxima del Gas $V_a = K \sqrt{\frac{d_L - d_G}{d_G}}$	m/s	1,0206	1,0389
Diámetro interno	mm	1219	1219
Área transversal $A = \frac{\pi \cdot d_{int}^2}{4}$	m <sup>2</sup>	1,17	1,17
Fracción de sección ocupada por el líquido	%	44	44
Caudal de gas máximo en condiciones de proceso	m <sup>3</sup> /d	57.842	59.965
Caudal de gas máximo en condiciones estándar	Sm <sup>3</sup> /d	766.862	753.745
¿Verifica caudal?		Si	Si

## 6.2. CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE LÍQUIDO

A continuación, se muestran los resultados de la capacidad de separación de líquido para un tiempo de residencia recomendado.

Tabla 7a: Capacidad Máxima de Separación de Líquido					
Parámetro	CONDENSADO		AGUA		Unidad
Altura de líquido	0,20		0,35		m
Volumen de separación	0,79		0,94		m <sup>3</sup>
Tiempo de residencia recomendado	3				Min
Tiempo para las condiciones de operación	4,55		3,87		Min
Caudal máximo	379		449		m <sup>3</sup> /d
Verificación del tamaño de gota					
	Agua en condensado		Condensado en agua		
Diámetro de Gota (2,5 kg/cm <sup>2</sup> g)	55°C				
	138		113		micrones
¿Verifica caudal?	Si		Si		
Diámetro de Gota (5 kg/cm <sup>2</sup> g)	55°C				
	138		113		micrones
¿Verifica caudal?	Si		Si		
Diámetro de Gota (7 kg/cm <sup>2</sup> g)	45°C	55°C	45°	55°C	
	153	138	113	113	micrones
¿Verifica caudal?	Si		Si		

Diámetro de Gota (13,5 kg/cm <sup>2</sup> g)	45°C	55°C	45°	55°C	
	167	151	124	124	micrones
¿Verifica caudal?	Si		Si		

La máxima capacidad de tratamiento de líquido del separador limitado para el tiempo recomendado es de 379 m<sup>3</sup>/d para el condensado y 449 m<sup>3</sup>/d para el agua.

### 6.3. CONEXIONES DE PROCESO

En la Tabla 8a se presenta el resultado de la verificación de las conexiones de ingreso bifásico, salida de gas y salida de líquido del separador de acuerdo a los criterios presentados en la sección 4.1.4:

Tabla 8a: Resultado de Conexiones del Separador ST-103					
Variable					
Presión de operación (Kg/cm <sup>2</sup> g)		2,5	5	7	13,5
Temperatura (°C)		55	55	55	55
Ingreso Bifásico	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	6".Sch 40 (154,08)			
	Máxima velocidad (m/s) $\frac{A}{(\rho_m)^{0.5}}$	12,26	9,43	8,21	6,14
	Máximo caudal de gas (Sm <sup>3</sup> /d)	58.425	75.940	87.254	114.830
	Máximo caudal de crudo (m <sup>3</sup> /d)	195	253	291	383
	Máximo caudal de agua (m <sup>3</sup> /d)	272	354	407	536
	Velocidad de ingreso obtenida con caudales de diseño $v_i$ (m/s) (*)	15,74	9,32	7,06	4,01
	Verifica $v_i < \frac{A}{(\rho_m)^{0.5}}$ ?	No	Si	Si	Si
Salida Gas	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	4".Sch 40 (102,26)			
	Máxima velocidad (m/s) $\frac{B}{(\rho_g)^{0.5}}$	46,77	35,68	30,85	22,75
	Máximo caudal de gas (Sm <sup>3</sup> /d)	100.528	131.770	152.422	206.665
	Velocidad egreso de gas $v_g$ obtenida (m/s) (*)	34,89	20,31	15,85	8,26
	Verifica $v_g < \frac{B}{(\rho_g)^{0.5}}$ ?	Si	Si	Si	Si
Salida de AGUA	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	2" Sch 80 (49,22)			
	Máxima velocidad (m/s), C	1	1	1	1
	Máximo caudal de agua (m <sup>3</sup> /d)	164	164	164	164
	Velocidad egreso de líquido obtenida $v_j$ (m/s) (*)	2,13	2,13	2,13	2,13
	Verifica $v_j < C$ ? (*)	No	No	No	No

Tabla 8a: Resultado de Conexiones del Separador ST-103					
Variable					
Presión de operación (Kg/cm <sup>2</sup> g)		2,5	5	7	13,5
Temperatura (°C)		55	55	55	55
Salida de CRUDO	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	2" Sch. 80 (49,22)			
	Máxima velocidad (m/s), C	1	1	1	1
	Máximo caudal de crudo (m <sup>3</sup> /d)	164	164	164	164
	Velocidad egreso de líquido obtenida $v_j$ (m/s) (*)	1,52	1,52	1,52	1,52
	Verifica $v_j < C$ ?	No	No	No	No

(\*) Valor obtenido con los caudales de diseño: 250 m<sup>3</sup>/día de condensado, 350 m<sup>3</sup>/día de agua y 75.000 Sm<sup>3</sup>/día de gas.

## 7. CONCLUSIONES

Se verificó la capacidad del separador trifásico para las condiciones de operación indicadas en el ítem 5.

Se concluye que el equipo verifica la capacidad de separación para el rango de presiones de 2,5 a 13,5 kg/cm<sup>2</sup>g para una temperatura de operación de 55°C.

Se realizó un análisis de sensibilidad a 45°C para las presiones de 7 y 13,5 Kg/cm<sup>2</sup>g donde no se observan cambios significativos (ver ítem 6).

El equipo no verifica la capacidad en las conexiones de descarga de líquido (para todo el rango) y en particular, para la condición de operación de 2.5 kg/cm<sup>2</sup>g la conexión de ingreso bifásico no verifica los parámetros recomendados.

En la Tabla 9a siguiente se resumen los resultados obtenidos a 55°C y para todas las condiciones de presión.

Tabla 9a: Resumen – Verificación separador ST-103 150 m <sup>3</sup> /día					
Condiciones de operación / caudales requeridos para la verificación					
Presión	Kg/cm <sup>2</sup> g	2,5	5	7	13,5
Temperatura	°C	55	55	55	55
Caudal requerido Gas	Sm <sup>3</sup> /día	75.000			
Caudal requerido condensado	m <sup>3</sup> /día	250			
Caudal requerido agua	m <sup>3</sup> /día	350			
Capacidad de separación – Resultados					
Caudal de gas	Sm <sup>3</sup> /día	359.204	470.263	543.427	753.745
Caudal de condensado	m <sup>3</sup> /día	379	379	379	379
Caudal de agua	m <sup>3</sup> /día	449	449	449	449

Tabla 9a: Resumen – Verificación separador ST-103 150 m <sup>3</sup> /día					
Capacidad conexiones - Resultados					
Ingreso Bifásico (6" Sch. 40)					
• Caudal de Gas	Sm <sup>3</sup> /día	<b>58.425</b>	75.940	87.254	114.830
• Caudal de condensado	m <sup>3</sup> /día	<b>195</b>	253	291	383
• Caudal de Agua	m <sup>3</sup> /día	<b>272</b>	354	407	536
Salida de gas (4" Sch. 40)	Sm <sup>3</sup> /día	100.528	131.770	152.422	206.665
Salida de condensado (2" Sch. 80)	m <sup>3</sup> /día	<b>164</b>	<b>164</b>	<b>164</b>	<b>164</b>
Salida de agua (2" Sch. 80)	m <sup>3</sup> /día	<b>164</b>	<b>164</b>	<b>164</b>	<b>164</b>

Como el equipo cuenta con conexiones de drenaje de 2" en el sector agua y en el sector condensado, se recomienda intervenir el skid con el fin de utilizar estas conexiones como conexiones de descarga, se deberá reemplazar las cañerías de líquido del skid: con esta modificación se podrá evacuar por estas conexiones un total de 328 m<sup>3</sup>/día de condensado y 328 m<sup>3</sup>/día de agua cumpliendo con los parámetros de diseño recomendados.

Además, se calculó el diámetro de boquilla ideal para la entrada bifásica a 2,5 kg/cm<sup>2</sup>g y para la salida de agua y crudo a todas las presiones:

- a) El diámetro de boquilla ideal para la entrada bifásica a 2,5 kg/cm<sup>2</sup>g es de 8" Sch. 40. En la Tabla 10a se expresan los resultados obtenidos para dicho diámetro. Se expresan los resultados a 55°C.

Tabla 10a. Diametro de boquilla ideal para el ingreso		
Ingreso Bifásico	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	8".Sch 40 (202,74)
	Máxima velocidad (m/s) $\frac{A}{(\rho_m)^{0,5}}$	12,26
	Máximo caudal de gas (Sm <sup>3</sup> /d)	101.154
	Máximo caudal de crudo (m <sup>3</sup> /d)	337
	Máximo caudal de agua (m <sup>3</sup> /d)	472
	Velocidad de ingreso obtenida $v_i$ (m/s)	9,09
	Verifica $v_i < \frac{A}{(\rho_m)^{0,5}}$ ?	<b>Si</b>

- b) El diámetro de boquilla ideal para la salida de agua es de 3" Sch. 40 y para la salida de condensado 3" Sch. 40. En las Tablas 11a y 12a se expresan los resultados obtenidos para dichos diámetros.

Expresamos los resultados a 55°C.

Tabla 11a. Diametro de boquilla ideal para la salida de agua		
Salida de AGUA	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	3". Sch 40 (77,90)
	Máxima velocidad (m/s), C	1
	Máximo caudal de agua (m <sup>3</sup> /d)	412
	Velocidad egreso de líquido obtenida $v_j$ (m/s)	<b>0,85</b>
	Verifica $v_j < C$ ?	<b>Si</b>

Tabla 12a. Diametro de boquilla ideal para salida de crudo		
Salida de CRUDO	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	3". Sch 40 (77,90)
	Máxima velocidad (m/s), C	1
	Máximo caudal de crudo (m <sup>3</sup> /d)	412
	Velocidad egreso de líquido obtenida $v_j$ (m/s)	0,61
	Verifica $v_j < C$ ?	<b>Si</b>

8. ANEXOS

ANEXO 1a

Componente	% Molar	% Volumen	% Masa
OXIGENO	0.000	0.000	0.000
NITROGENO	0.523	0.525	0.730
DIOXIDO DE CARBONO	0.533	0.532	1.169
METANO	80.517	80.704	64.348
ETANO	12.209	12.158	18.288
PROPANO	4.424	4.364	9.718
I-BUTANO	0.375	0.365	1.086
N-BUTANO	0.896	0.868	2.594
1-BUTENO	0.000	0.000	0.000
cis-2-BUTENO	0.008	0.008	0.022
I-PENTANO	0.160	0.152	0.575
N-PENTANO	0.180	0.169	0.647
HEXANOS	0.109	0.100	0.468
HEPTANOS	0.038	0.033	0.190
OCTANOS	0.020	0.016	0.114
NONANOS	0.008	0.006	0.051
<b>TOTALES</b>	<b>100.000</b>	<b>100.000</b>	<b>100.000</b>

Características Generales		Propiedades Críticas	
Masa Molecular	20.074 kg/kmol	Temp. Crítica	217.285 °K
Volumen Molar	23.567 m <sup>3</sup> /kmol	Temp. Crítica Corr.	216.233 °K
Densidad Relativa	0.695	Presión Crítica	4608.143 kPa
Densidad Absoluta	0.852	Presión Crítica Corr.	4585.836 kPa
Poder Cal. Superior	10,783.335 kcal/m <sup>3</sup>	Volumen Crítico	m <sup>3</sup> /kmol
Poder Cal. Inferior	9,769.272 kcal/m <sup>3</sup>	Compres. Crítica	
F. Compresibilidad	0.997	Punto Congelam.	°K
Índice de Wobbe	12,933.820	Punto Ebullición	°K
Contenido de H <sub>2</sub> S	3.000 ppm,v (*)		

Volumen de líquido equivalente		Porcentaje de composición	
C <sub>1</sub> +	Lt gas/m <sup>3</sup> Liq	Oxígeno	%
C <sub>2</sub> +	Lt gas/m <sup>3</sup> Liq	Nitrogeno	%
C <sub>3</sub> +	Lt gas/m <sup>3</sup> Liq	Carbono	%
C <sub>4</sub> +	Lt gas/m <sup>3</sup> Liq	Hidrogeno	%
C <sub>5</sub> +	Lt gas/m <sup>3</sup> Liq	Relación C-H	

Otros Datos		Viscosidad Gas (estimada)	
Aire req. p/comb.	m <sup>3</sup> aire/m <sup>3</sup> gas	Dean & Stiel	cP
Límite Inf. Inferior	% Vol.	Correl. Lucas	cP
Límite Inf. Superior	% Vol.	Lohrenz-Bray-Clark	cP
C <sub>p</sub>	kJ/(kg °K)		
C <sub>v</sub>	kJ/(kg °K)		
K=C <sub>p</sub> /C <sub>v</sub>			

8.2.2. Verificación de separador trifásico de 500 m<sup>3</sup>/día de petróleo.

	Proyecto: VERIFICACIÓN SEPARADORES BDT	Doc TECFOR N° 1482-R-MC-002	REV: DA
	Fase: DEFINICIÓN	Fecha emisión: 10/06/2019	
		Página: 94 de 116	

**MEMORIA DE CÁLCULO  
VERIFICACIÓN SEPARADOR TRIFÁSICO 500M3/D**

REV	Por		
	Ejecutó / Revisó	Aprobó	Recibió
	FIRMA	FIRMA	FIRMA
	Fecha:	Fecha:	Fecha:
REV	Por		
DA	Ejecutó / Revisó G.G./ G.S.	Aprobó M.D.	Recibió
	FIRMA	FIRMA	FIRMA
	Fecha: 10/06/2019	Fecha: 10/06/2019	Fecha:

## INDICE

<b>OBJETO .....</b>	<b>96</b>
<b>ALCANCE .....</b>	<b>96</b>
<b>REFERENCIAS .....</b>	<b>96</b>
<b>PREMISAS .....</b>	<b>96</b>
<b>ECUACIONES DE DISEÑO.....</b>	<b>96</b>
<i>LONGITUD EFECTIVA DEL SEPARADOR.....</i>	<i>96</i>
<i>CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE GAS .....</i>	<i>96</i>
<i>CAPACIDAD DE LÍQUIDO .....</i>	<i>97</i>
<i>CAPACIDAD DE CONEXIONES.....</i>	<i>97</i>
<b>PREMISAS .....</b>	<b>98</b>
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN .....</b>	<b>98</b>
<b>PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS .....</b>	<b>98</b>
<b>CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR TRIFÁSICO .....</b>	<b>99</b>
<b>CRITERIOS DE DISEÑO .....</b>	<b>99</b>
<b>CÁLCULOS .....</b>	<b>100</b>
<b>CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE GAS .....</b>	<b>100</b>
<b>CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE LÍQUIDO .....</b>	<b>101</b>
<b>CONEXIONES DE PROCESO .....</b>	<b>102</b>
<b>CONCLUSIONES.....</b>	<b>103</b>
<b>ANEXOS.....</b>	<b>106</b>

## **1. OBJETO**

El presente documento tiene por objeto presentar los resultados de la verificación para el Separador Trifásico de control de 500 m<sup>3</sup>/día (Proyecto “Normalización de Equipos – E&P”) con el fin de que este equipo opere recibiendo la producción piloto del Yacimiento Bajada del Toro. El Yacimiento Bajada del Toro (BdT) pertenece al cliente.

## **2. ALCANCE**

El alcance de este documento comprende la verificación del Separador Trifásico ST-104 en su capacidad y de las conexiones de proceso.

## **3. REFERENCIAS**

- Ref. 1: XXX-XXXSEP-VCD13001-R-PI-04005-1 Diagrama P&ID -Separador de control 500 m<sup>3</sup>/día – Normalización de Equipos -E&P.
- Ref. 2: API SPECIFICATION 12J Specification for Oil and Gas Separators Seventh Edition 1989.
- Ref. 3: MANNING - Oilfield Processing Petroleum - Vol 2 - Crude Oil - Cap 6.
- Ref. 4: CAMPBELL- Gas Conditioning y Processing – Vol. II - 7 Edition – Cap 11.
- Ref. 5: 4900078861 – Formulario de solicitud de trabajos
- Ref. 6: Cromatografía Bajo del Toro x-4 otorgada por el cliente.
- Ref. 7: Estudio PVT pozo Bajo del Toro x-4 otorgada por el cliente.

## **4. PREMISAS PARA EL DISEÑO**

### **4.1. ECUACIONES DE DISEÑO**

#### **4.1.1. LONGITUDES EFECTIVAS DEL SEPARADOR**

Las ecuaciones empleadas en la verificación de la capacidad de separación corresponden al diseño de separadores (Ref. 5, Manning, Vol. 2, Cap. 6, pág. 97). Dichas ecuaciones emplean lo que se conoce como longitudes efectivas, tanto para la fase gaseosa como para la fase líquida.

En el diseño de separadores a partir de las longitudes efectivas se calcula para cada fase la longitud real requerida para el equipo como:

- La longitud real de la fase líquida se calcula incrementando la longitud efectiva para la fase líquida en un 33%.
- La longitud real de la fase gaseosa se calcula como la longitud efectiva para la fase gaseosa más un diámetro del separador.

#### **4.1.2. CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE GAS**

Según la API 12J (en el Apéndice C, “Design and Sizing Calculations”, pág. 13) la máxima velocidad superficial permitida del gas ( $v_a$ ) en pies por segundo, a las condiciones de operación, se calcula a través de la siguiente ecuación:

$$(1) \quad v_a = K \sqrt{\frac{d_L - d_G}{d_G}}$$

En donde  $d_L$  y  $d_G$  son las densidades del líquido y del gas respectivamente, en las condiciones de operación (en libras por pies cúbicos), y K es un factor que se obtiene de la Tabla 1b:

Tabla 1b: Factores K para determinar la máxima velocidad superficial permitida		
Tipo de separador	Altura o Longitud L (ft)	Rango del factor K (ft/s)
Vertical	5	0,12-0,24
	10	0,18-0,35
Horizontal	10	0,4-0,5
	Otras longitudes	0,4 a $0,5 \times (L_{\text{ef}}/10)^{0,56}$
Esféricos	Todas	0,2-0,35

Valores recomendados por la norma API 12J (en el Apéndice C, "Design and Sizing Calculations", pág. 13).

#### 4.1.3. CAPACIDAD DE LÍQUIDO

La capacidad de separación de líquido depende del tiempo de retención y de las interfases (gas/líquido, líquido/líquido) en el recipiente. El tiempo de retención está relacionado con el volumen del recipiente, la cantidad de líquido a tratar y las densidades relativas de agua y crudo.

Una buena separación requiere suficiente tiempo de retención para obtener una condición de equilibrio entre los líquidos y el gas a la temperatura y presión de operación.

La aproximación usual en el diseño de separadores trifásicos es lograr iguales tiempos de retención para el agua y crudo.

Los criterios de diseño básicos para tiempos de retención en separadores trifásicos pueden observarse en la Tabla 2b:

Tabla 2b: Tiempos de retención en separadores trifásicos		
° API del crudo		Minutos (típico)
Superior a 35 °API		3 - 5
Inferior a 35 ° API	100 +°F	5 - 10
	80 +°F	10 - 20
	60 +°F	20 - 30

Valores recomendados por la norma API 12J (en el Apéndice C, "Design and Sizing Calculations", pág. 14).

#### 4.1.4. CAPACIDAD DE CONEXIONES

El criterio recomendado por Campbell (Capítulo XI "Separation Equipment", pág. 85) para velocidades de flujo en bocas se indica a continuación, de acuerdo con este las conexiones para el ingreso, salida

de gas y salida de líquido deben satisfacer un determinado tamaño para minimizar la erosión/corrosión, caída de presión, arrastre, etc.

$$(2) v_i < \frac{A}{(\rho_m)^{0,5}}$$

$$(3) v_g < \frac{B}{(\rho_g)^{0,5}}$$

$$(4) v_l < C$$

En donde  $v_i$ ,  $v_g$  y  $v_l$  son las velocidades de flujo en las bocas de ingreso, salida de gas y salida de líquido respectivamente.  $\rho_m$  es la densidad en  $\text{kg/m}^3$  de la mezcla. A, B y C son constantes que adoptan los siguientes valores: 60, 75 y 1 respectivamente.

## 5. PREMISAS DE DISEÑO

### 5.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Los caudales y condiciones de diseño son:

#### Separador ST-103

- Caudal de Gas: 150.000  $\text{Sm}^3/\text{d}$
- Caudal de Condensado: 500  $\text{m}^3/\text{d}$
- Caudal de Agua: 700  $\text{m}^3/\text{d}$
- Temperatura de operación: 55 °C y sensibilidad a 45°C para 7 y 13,5  $\text{kg/cm}^2\text{g}$  (No se cuentan datos de densidad del líquido a 45°C).
- Presión de operación: 2,5; 5; 7 y 13,5  $\text{kg/cm}^2\text{g}$
- GOR máximo por pozo: 300 (Valor asumido para los cálculos)

### 5.2. PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

Las propiedades de los fluidos son las siguientes:

#### PROPIEDADES DEL GAS: Ver Anexo 1.

- Gravedad Específica (aire=1): 0,695
- PM: 20,07

Tabla 3b. Viscosidad y Factor de compresibilidad en condiciones de operación.								
Presión de operación	2,5 $\text{kg/cm}^2\text{g}$		5 $\text{kg/cm}^2\text{g}$		7 $\text{kg/cm}^2\text{g}$		13,5 $\text{kg/cm}^2\text{g}$	
	55°C	55°C	45°C	55°C	45°C	55°C	45°C	55°C
Temperatura de operación	55°C	55°C	45°C	55°C	45°C	55°C	45°C	55°C
Viscosidad [cP]	0,01212	0,01217	0,01188	0,01221	0,01202	0,01234	0,01202	0,01234
Factor Compresibilidad Z	0,9913	0,9852	0,9782	0,9804	0,9609	0,9648	0,9609	0,9648

**PROPIEDADES DEL CONDENSADO (informados por el cliente, ver Ref.5 y Ref.7):**

- Densidad @ 55°C y 7 kg/cm<sup>2</sup>g: 760 kg/m<sup>3</sup> (54,7 °API)
- Densidad @ 55°C y 13,5 kg/cm<sup>2</sup>g: 800 kg/m<sup>3</sup> (45,4 °API)
- Viscosidad @ 55 °C y 1.033 kg/cm<sup>2</sup>g: 3,46 cP
- Viscosidad @ 45 °C y 1.033 kg/cm<sup>2</sup>g: 4,28 cP

**PROPIEDADES DEL AGUA (informados por el cliente, ver Ref.5):**

- Densidad @ 55 °C: 1010 kg/m<sup>3</sup>

**5.3 CARACTERÍSTICAS DEL SEPARADOR TRIFÁSICO ST-104**

Las características del Separador son:

- Separador Trifásico Horizontal
- Diámetro interior: 1,524 m
- Longitud (T/T): 5 m
- Altura del líquido total: 0,7 m
- Altura de interfase de crudo-agua: 0,45 m
- Ubicación del baffle: 4,4 m (respecto center line conexión de ingreso)

CONEXIONES:

- Ingreso bifásico: 8" - #150
- Salida de gas: 4" - #150
- Salida de agua: 2" - #150
- Salida de crudo: 2" - #150

**5.4 CRITERIOS DE DISEÑO**

Criterios a tener en cuenta:

- Para poder utilizar los factores de la Tabla 1 se asume que la salida de gas cuenta con un "wire mesh demister".
- De la Tabla 2, el tiempo de residencia mínimo de los líquidos: 3 minutos (API 12J).
- Tamaño de gotas recomendados a separar (ARNOLD & STEWART)
  - Gota de agua en Fase Oleosa: 500 micrones.
  - Gota de petróleo en fase gaseosa: 100 micrones.
  - Gota de petróleo en fase acuosa: 200 micrones.

## 6. CÁLCULOS

### 6.1 CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE GAS

En las Tablas 4b, 5b y 6b, se presentan los resultados de la capacidad de separación de gas del Separador ST-104:

<b>Tabla 4b: Resultados capacidad de separación de gas – ST-104 @ 2,5 y 5 Kg/cm2g</b>			
<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>		
Presión de operación	Kg/cm2g	<b>2,5</b>	<b>5</b>
Temperatura	°C	<b>55</b>	<b>55</b>
Coefficiente K considerado	m/s	0,122	0,122
Velocidad máxima del Gas $V_a = K \sqrt{\frac{d_L - d_G}{d_G}}$	m/s	2,0924	1,5943
Diámetro interno	mm	1,524	1,524
Área transversal $A = \pi \cdot d_{in}^2 / 4$	m <sup>2</sup>	1,82	1,82
Fracción de sección ocupada por el líquido	%	45	45
Caudal de gas máximo en condiciones de proceso	m <sup>3</sup> /d	181.948	138.640
Caudal de gas máximo en condiciones estándar	Sm <sup>3</sup> /d	551.144	721.547
¿Verifica caudal?		<b>Si</b>	<b>Si</b>

<b>Tabla 5b: Resultados capacidad de separación de gas</b>		<b>ST-104</b>	
		<b>7 kg/cm2g</b>	
<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>	<b>45°C</b>	<b>55°C</b>
Coefficiente K considerado	m/s	0,122	0,122
Velocidad máxima del Gas $V_a = K \sqrt{\frac{d_L - d_G}{d_G}}$	m/s	1,3556	1,3770
Diámetro interno	mm	1524	1524
Área transversal $A = \pi \cdot d_{in}^2 / 4$	m <sup>2</sup>	1,82	1,82
Fracción de sección ocupada por el líquido	%	45	45
Caudal de gas máximo en condiciones de proceso	m <sup>3</sup> /d	117.884	119.737
Caudal de gas máximo en condiciones estándar	Sm <sup>3</sup> /d	846.705	833.807
¿Verifica caudal?		<b>Si</b>	<b>Si</b>

Tabla 6b: Resultados capacidad de separación de gas		ST-104	
		13,5 kg/cm <sup>2</sup> g	
Parámetro	Unidad	45°C	55°C
Coefficiente K considerado	m/s	0,122	0,122
Velocidad máxima del Gas $V_a = K \sqrt{\frac{d_L - d_G}{d_G}}$	m/s	1,0206	1,0389
Diámetro interno	mm	1524	1524
Área transversal $A = \frac{\pi \cdot d_{int}^2}{4}$	m <sup>2</sup>	1,82	1,82
Fracción de sección ocupada por el líquido	%	45	45
Caudal de gas máximo en condiciones de proceso	m <sup>3</sup> /d	88.750	90.339
Caudal de gas máximo en condiciones estándar	Sm <sup>3</sup> /d	1.176.634	1.156.507
¿Verifica caudal?		Si	Si

## 6.2. CAPACIDAD DE SEPARACIÓN DE LÍQUIDO

A continuación, se muestran los resultados de la capacidad de separación de líquido para un tiempo de residencia recomendado.

Tabla 7b: Capacidad Máxima de Separación de Líquido					
Parámetro	CONDENSADO		AGUA		Unidad
Altura de líquido	0,25		0,45		m
Volumen de separación	1,38		1,69		m <sup>3</sup>
Tiempo de residencia recomendado	3				Min
Tiempo para las condiciones de operación	3,97		3,48		Min
Caudal máximo	661		810		m <sup>3</sup> /d
Verificación del tamaño de gota					
	Agua en condensado		Condensado en agua		
Diámetro de Gota (2,5 kg/cm <sup>2</sup> g)	55°C				
	165		136		micrones
¿Verifica caudal?	Si		Si		
Diámetro de Gota (5 kg/cm <sup>2</sup> g)	55°C				
	165		136		micrones
¿Verifica caudal?	Si		Si		
Diámetro de Gota (7 kg/cm <sup>2</sup> g)	45°C	55°C	45°	55°C	
	184	165	136	136	micrones
¿Verifica caudal?	Si		Si		
Diámetro de Gota (13,5 kg/cm <sup>2</sup> g)	45°C	55°C	45°	55°C	
	201	181	149	149	micrones
¿Verifica caudal?	Si		Si		

La máxima capacidad de tratamiento de líquido del separador limitado para el tiempo recomendado es de 661 m<sup>3</sup>/d para el condensado y 810 m<sup>3</sup>/d para el agua.

### 6.3. CONEXIONES DE PROCESO

En la Tabla 8b se presenta el resultado de la verificación de las conexiones de ingreso bifásico, salida de gas y salida de líquido del separador de acuerdo a los criterios presentados en la sección 4.1.4:

Tabla 8b: Resultado de Conexiones del Separador ST-104					
Variable					
Presión de operación (Kg/cm <sup>2</sup> g)		2,5	5	7	13,5
Temperatura (°C)		55	55	55	55
Ingreso Bifásico	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	8".Sch 40 (202,72)			
	Máxima velocidad (m/s) $\frac{A}{(\rho_m)^{0.5}}$	12,26	9,43	8,21	6,14
	Máximo caudal de gas (Sm <sup>3</sup> /d)	101.154	131.479	151.068	198.811
	Máximo caudal de crudo (m <sup>3</sup> /d)	337	439	504	663
	Máximo caudal de agua (m <sup>3</sup> /d)	472	613	705	927
	Velocidad de ingreso obtenida con caudales de diseño $v_i$ (m/s) (*)	18,18	10,76	8,15	4,63
	Verifica $v_i < \frac{A}{(\rho_m)^{0.5}}$ ?	No	No	Si	Si
Salida Gas	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	4".Sch 40 (102,26)			
	Máxima velocidad (m/s) $\frac{B}{(\rho_g)^{0.5}}$	46,77	35,68	30,85	22,75
	Máximo caudal de gas (Sm <sup>3</sup> /d)	100.528	131.770	152.422	206.665
	Velocidad egreso de gas $v_g$ obtenida (m/s) (*)	69,78	40,62	30,36	16,51
	Verifica $v_g < \frac{B}{(\rho_g)^{0.5}}$ ?	No	No	Si	Si
Salida de AGUA	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	2" Sch 80 (49,22)			
	Máxima velocidad (m/s), C	1	1	1	1
	Máximo caudal de agua (m <sup>3</sup> /d)	164	164	164	164
	Velocidad egreso de líquido obtenida $v_j$ (m/s) (*)	4,26	4,26	4,26	4,26
	Verifica $v_j < C$ ? (*)	No	No	No	No
Salida de CRUDO	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	2". Sch 80 (49,22)			
	Máxima velocidad (m/s), C	1	1	1	1
	Máximo caudal de crudo (m <sup>3</sup> /d)	164	164	164	164

Tabla 8b: Resultado de Conexiones del Separador ST-104					
Variable					
Presión de operación (Kg/cm <sup>2</sup> g)		2,5	5	7	13,5
Temperatura (°C)		55	55	55	55
	Velocidad egreso de líquido obtenida $v_j$ (m/s) (*)	3,04	3,04	3,04	3,04
	Verifica $v_j < C$ ?	No	No	No	No

(\*) Valor obtenido con los caudales de diseño: 500 m<sup>3</sup>/día de condensado, 700 m<sup>3</sup>/día de agua y 150.000 sm<sup>3</sup>/día de gas.

## 7. CONCLUSIONES

Se verificó la capacidad del separador trifásico para las condiciones de operación indicadas en el ítem 5.

Se concluye que el equipo verifica la capacidad de separación para el rango de presiones de 2,5 a 13,5 kg/cm<sup>2</sup>g para una temperatura de operación de 55°C.

Se realizó un análisis de sensibilidad a 45°C para las presiones de 7 y 13,5 Kg/cm<sup>2</sup>g donde no se observan cambios significativos (ver Item 6).

El equipo *no verifica la capacidad en las conexiones de ingreso y salida de gas* para las condiciones de operación de 2,5 y 5 Kg/cm<sup>2</sup>g, tampoco verifican la descarga de crudo y agua.

Se calculó el diámetro ideal de la entrada bifásica y salida de gas para 2,5 y 5 kg/cm<sup>2</sup>g. Además, se calculó el diámetro de boquilla ideal para la salida de agua y crudo a todas las presiones.

En la Tabla 9b siguiente se resumen los resultados obtenidos a 55°C y para todas las condiciones de presión.

Tabla 9b: Resumen – Verificación separador ST-104 500 m <sup>3</sup> /día					
Condiciones de operación / caudales requeridos para la verificación					
Presión	Kg/cm <sup>2</sup> g	2,5	5	7	13,5
Temperatura	°C	55	55	55	55
Caudal requerido Gas	Sm <sup>3</sup> /día	150.000			
Caudal requerido condensado	m <sup>3</sup> /día	500			
Caudal requerido agua	m <sup>3</sup> /día	700			
Capacidad de separación – Resultados					
Caudal de gas	Sm <sup>3</sup> /día	551.144	721.547	833.807	1.156.507
Caudal de condensado	m <sup>3</sup> /día	661	661	661	661
Caudal de agua	m <sup>3</sup> /día	810	810	810	810
Capacidad conexiones - Resultados					

Ingreso Bifásico (8" Sch. 40)					
• Caudal de Gas	Sm <sup>3</sup> /día	<b>101.154</b>	<b>131.479</b>	151.068	198.811
• Caudal de condensado	m <sup>3</sup> /día	<b>337</b>	<b>439</b>	504	663
• Caudal de Agua	m <sup>3</sup> /día	<b>472</b>	<b>613</b>	705	927
Salida de gas (4" Sch. 40)	Sm <sup>3</sup> /día	<b>100.528</b>	<b>131.770</b>	152.422	206.665
Salida de condensado (2" Sch. 80)	m <sup>3</sup> /día	<b>164</b>	<b>164</b>	<b>164</b>	<b>164</b>
Salida de agua (2" Sch. 80)	m <sup>3</sup> /día	<b>164</b>	<b>164</b>	<b>164</b>	<b>164</b>

Además, el equipo cuenta con conexiones de drenaje de 2" en el sector agua y en el sector condensado, se recomienda intervenir el skid con el fin de utilizar estas conexiones como conexiones de descarga, si se reemplazan las cañerías de líquido del skid se podrá evacuar por estas conexiones un total de *hasta* 328 m<sup>3</sup>/día de condensado y 328 m<sup>3</sup>/día de agua cumpliendo con los parámetros de diseño recomendados.

Se calculó el diámetro de boquilla ideal para la entrada bifásica y salida de gas a 2,5 y 5 kg/cm<sup>2</sup>g y para la salida de agua y crudo a todas las presiones:

- a) El diámetro de boquilla ideal para la entrada bifásica a es de 10" Sch. 40 y para la salida de gas es de 6" Sch.40 a 2,5 y 5 kg/cm<sup>2</sup>g. En la Tabla 10b se expresan los resultados obtenidos para dicho diámetro. Se expresan los resultados a 55°C.

Tabla 10a. Diametro de boquilla ideal para el ingreso y salida de gas			
Ingreso Bifásico	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	10".Sch 40 (253,94)	
	Presión de operación (kg/cm <sup>2</sup> g)	2,5	5
	Máxima velocidad (m/s) $\frac{A}{(\rho_m)^{0,5}}$	12,26	9,43
	Máximo caudal de gas (Sm <sup>3</sup> /d)	158.697	206.271
	Máximo caudal de crudo (m <sup>3</sup> /d)	529	668
	Máximo caudal de agua (m <sup>3</sup> /d)	740	962
	Velocidad de ingreso obtenida $v_i$ (m/s)	11,59	6,86
	Verifica $v_i < \frac{A}{(\rho_m)^{0,5}}$ ?	<b>Si</b>	<b>Si</b>
Salida Gas	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	6".Sch 40 (154,08)	6".Sch 40 (154,08)
	Máxima velocidad (m/s) $\frac{B}{(\rho_g)^{0,5}}$	46,77	35,68
	Máximo caudal de gas (Sm <sup>3</sup> /d)	228.227	299.156
	Velocidad egreso de gas $v_g$ obtenida (m/s)	30,74	17,89

	Verifica $v_g < \frac{B}{(\rho_g)^{0.5}}$ ?	<b>Si</b>	<b>Si</b>
--	---	-----------	-----------

b) El diámetro de boquilla ideal para la salida de agua es de 4" Sch. 40 y para la salida de crudo 4" Sch. 40. En la siguiente tabla se expresan los resultados obtenidos para dichos diámetros. Expresamos los resultados a 55°C.

Tabla 11b. Diametro de boquilla ideal para la salida de agua		
Salida de AGUA	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	4". Sch 40 (102,26)
	Máxima velocidad (m/s), C	1
	Máximo caudal de agua (m <sup>3</sup> /d)	710
	Velocidad egreso de líquido obtenida $v_j$ (m/s)	<b>0,99</b>
	Verifica $v_j < C$ ?	<b>Si</b>

Tabla 12b. Diametro de boquilla ideal para la salida de crudo		
Salida de CRUDO	Diámetro (in) (Diámetro interno (mm))	4". Sch 40 (102,26)
	Máxima velocidad (m/s), C	1
	Máximo caudal de crudo (m <sup>3</sup> /d)	710
	Velocidad egreso de líquido obtenida $v_j$ (m/s)	<b>0,71</b>
	Verifica $v_j < C$ ?	<b>Si</b>

8. ANEXOS  
ANEXO 1b

Componente	% Molar	% Volumen	% Masa
OXIGENO	0.000	0.000	0.000
NITROGENO	0.523	0.525	0.730
DIOXIDO DE CARBONO	0.533	0.532	1.169
METANO	80.517	80.704	64.348
ETANO	12.209	12.158	18.288
PROPANO	4.424	4.364	9.718
I-BUTANO	0.375	0.365	1.086
N-BUTANO	0.896	0.868	2.594
1-BUTENO	0.000	0.000	0.000
cis-2-BUTENO	0.008	0.008	0.022
I-PENTANO	0.160	0.152	0.575
N-PENTANO	0.180	0.169	0.647
HEXANOS	0.109	0.100	0.468
HEPTANOS	0.038	0.033	0.190
OCTANOS	0.020	0.016	0.114
NONANOS	0.008	0.006	0.051
<b>TOTALES</b>	<b>100.000</b>	<b>100.000</b>	<b>100.000</b>

Características Generales		Propiedades Críticas	
Masa Molecular	20.074 kg/kmol	Temp. Crítica	217.288 °K
Volumen Molar	23.567 m³/kmol	Temp. Crítica Corr.	216.233 °K
Densidad Relativa	0.695	Presión Crítica	4608.143 kPa
Densidad Absoluta	0.852	Presión Crítica Corr.	4585.836 kPa
Poder Cal. Superior	10,783.335 kcal/m³	Volumen Crítico	m³/kmol
Poder Cal. Inferior	9,769.272 kcal/m³	Compres. Crítica	
F. Compresibilidad	0.997	Punto Congelam.	°K
Índice de Wobbe	12,933.820	Punto Ebullición	°K
Contenido de H <sub>2</sub> S	3.000 ppm,v (%)		
Volumen de líquido equivalente		Porcentaje de composición	
C <sub>1</sub> +	Lt gas/m³ Lq	Oxígeno	%
C <sub>2</sub> +	Lt gas/m³ Lq	Nitrogeno	%
C <sub>3</sub> +	Lt gas/m³ Lq	Carbono	%
C <sub>4</sub> +	Lt gas/m³ Lq	Hidrogeno	%
C <sub>5</sub> +	Lt gas/m³ Lq	Relación C+H	
Otros Datos		Viscosidad Gas (estimada)	
Aire req. p/comb.	m³ aire/m³ gas	Dean & Stiel	cP
Límite Inf. Inferior	% Vol.	Correl. Lucas	cP
Límite Inf. Superior	% Vol.	Lohrenz-Bray-Clark	cP
Cp	kJ/(kg °K)		
Cv	kJ/(kg °K)		
K=Cp/Cv			

### **8.3. COMPARACIÓN DIMENSIONAMIENTO VS SEPARADOR TRIFÁSICO 500 M<sup>3</sup>/DÍA.**

Se dimensionó un separador cuyo diámetro corresponde a 1,219 m y su largo a 6,858 m. En cambio, el separador propuesto por el cliente para separar la misma corriente de pozo proveniente de la locación Bajada del Toro (BdT) presenta un diámetro de 1,524 m y un largo de 5 m. Es decir, el separador obtenido en el dimensionamiento presenta un diámetro menor, pero resulta ser más largo.

Como el tamaño óptimo del equipo representa un rango entre 3 y 5 de relación de esbeltez ( $L_{eff}/D$ ), ambos equipos verifican la capacidad requerida para lograr la separación siguiendo los lineamientos de la API especificación 12J.

## **9. CONCLUSIONES Y TAREAS FUTURAS**

Los meses trabajados en la empresa TECFOR ingeniería, han sido sumamente satisfactorios ya que he logrado potenciar mi formación académica mediante el contacto directo con el campo laboral, aplicando los conocimientos adquiridos en el transcurso de la carrera en diversos proyectos.

He formado parte de grupos de trabajo con profesionales e ingenieros de diversas áreas, lo cual me permitió desarrollar distintas habilidades de trabajo en equipo, tanto de pares como multidisciplinarios.

He asistido a diferentes capacitaciones internas de seguridad que han aportado mayor conocimiento y experiencia. Además, he tenido la posibilidad de asistir a reuniones de seguridad de procesos donde se concretaron procedimientos conocidos como what if y hazop.

La elaboración propia de diferentes documentos relacionados mayormente con el área procesos de la empresa me permitió incorporar vocabulario técnico, la habilidad de interpretar y analizar datos, o realizar adecuadas hipótesis cuando los datos son insuficientes. Todas estas formaciones adicionales han agregado importantes valores para afrontar exitosamente nuevas y diferentes competencias como ingeniera química.

Se recomienda a los alumnos que hagan énfasis en la búsqueda de una práctica profesional, ya que considero que para poder insertarse laboralmente es fundamental contar con una experiencia previa.

## 10. ANEXOS

### 10.1. Anexo 1- Viscosidad de hidrocarburos gaseosos en función de la temperatura.

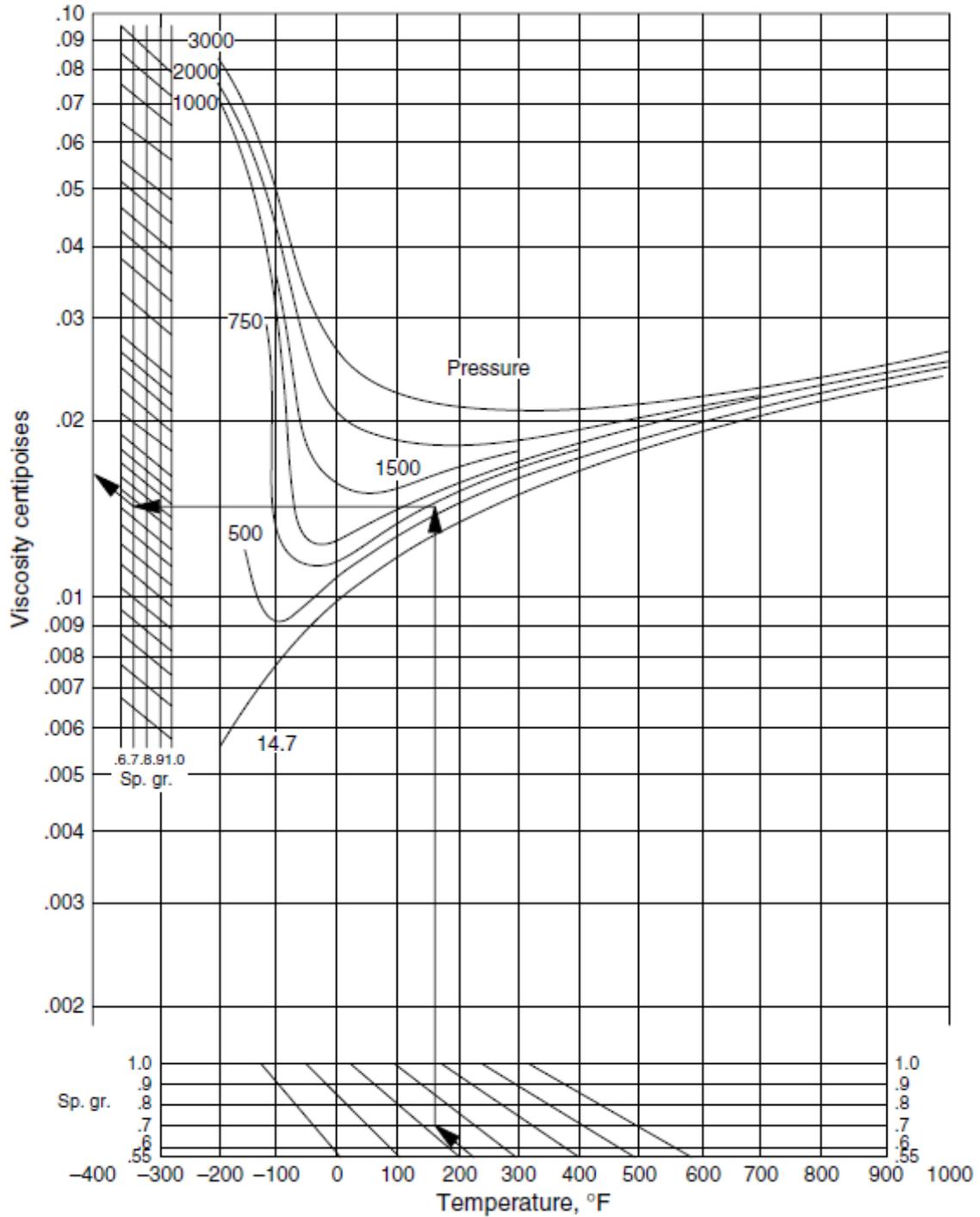


Figura 27. Viscosidad de hidrocarburos gaseosos en función de la temperatura.

**10.2. Anexo 2- Gravedad especifica aproximada de fracciones de petróleo en función de la temperatura.**

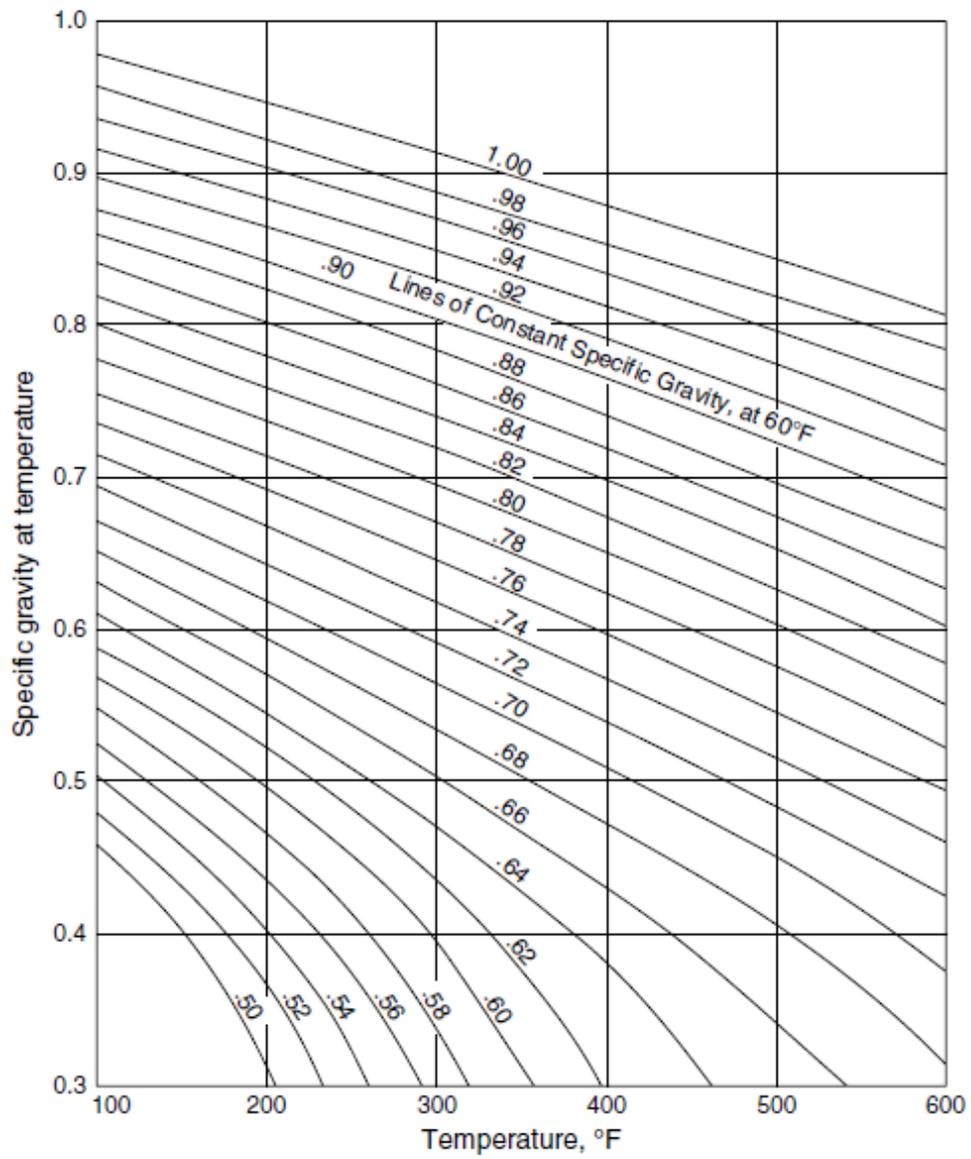


Figura 28. Gravedad especifica aproximada de fracciones de petróleo en función de la temperatura.

**10.3. Anexo 3- Gravedad específica aproximada para fracciones de petróleo que experimentan cambios de fase en función de la temperatura y la presión.**

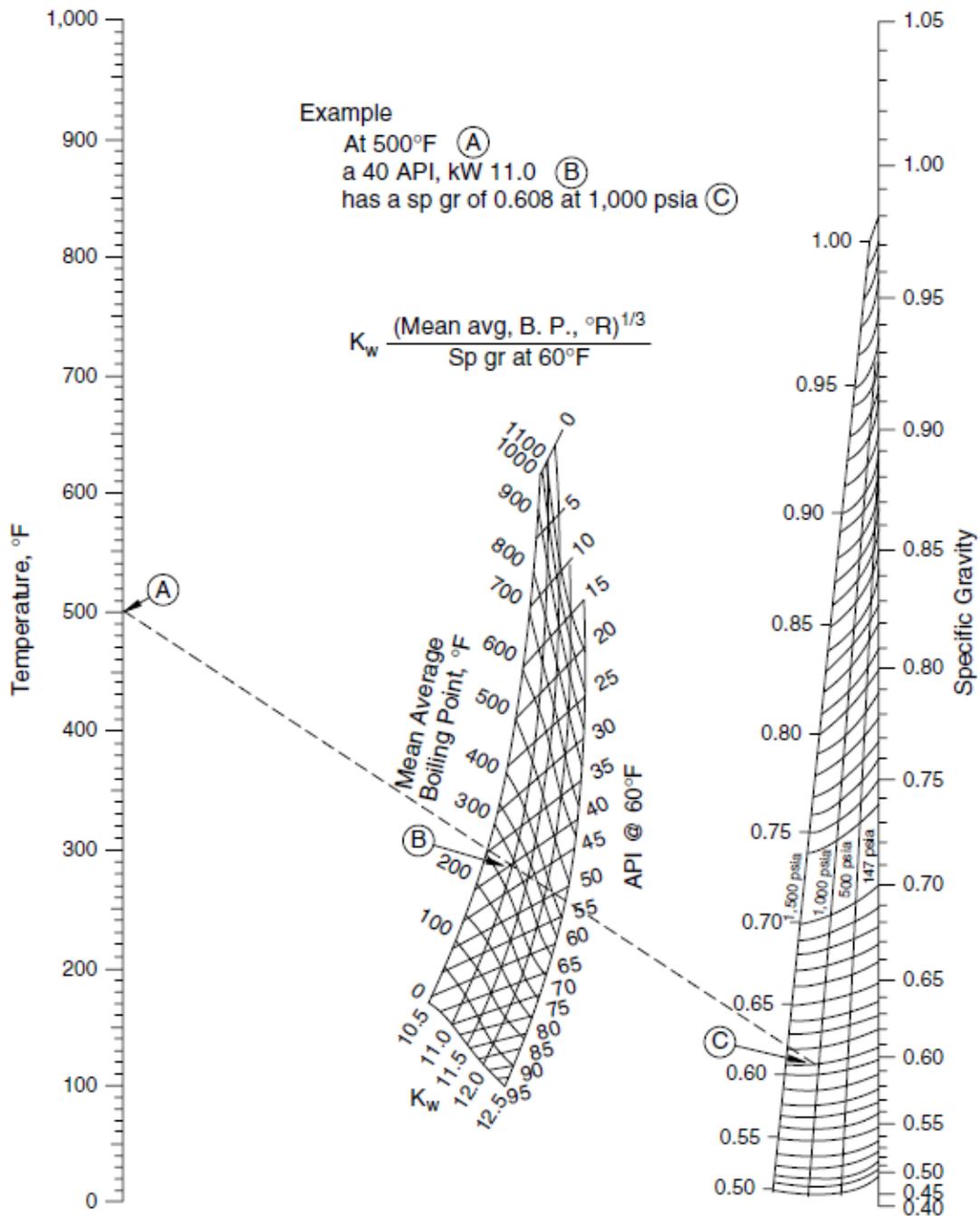


Figura 29. Gravedad específica aproximada para fracciones de petróleo que experimentan cambios de fase en función de la temperatura y la presión.

10.4. Anexo 4- Curvas de viscosidad-temperatura típicas para distintos petróleos crudos.

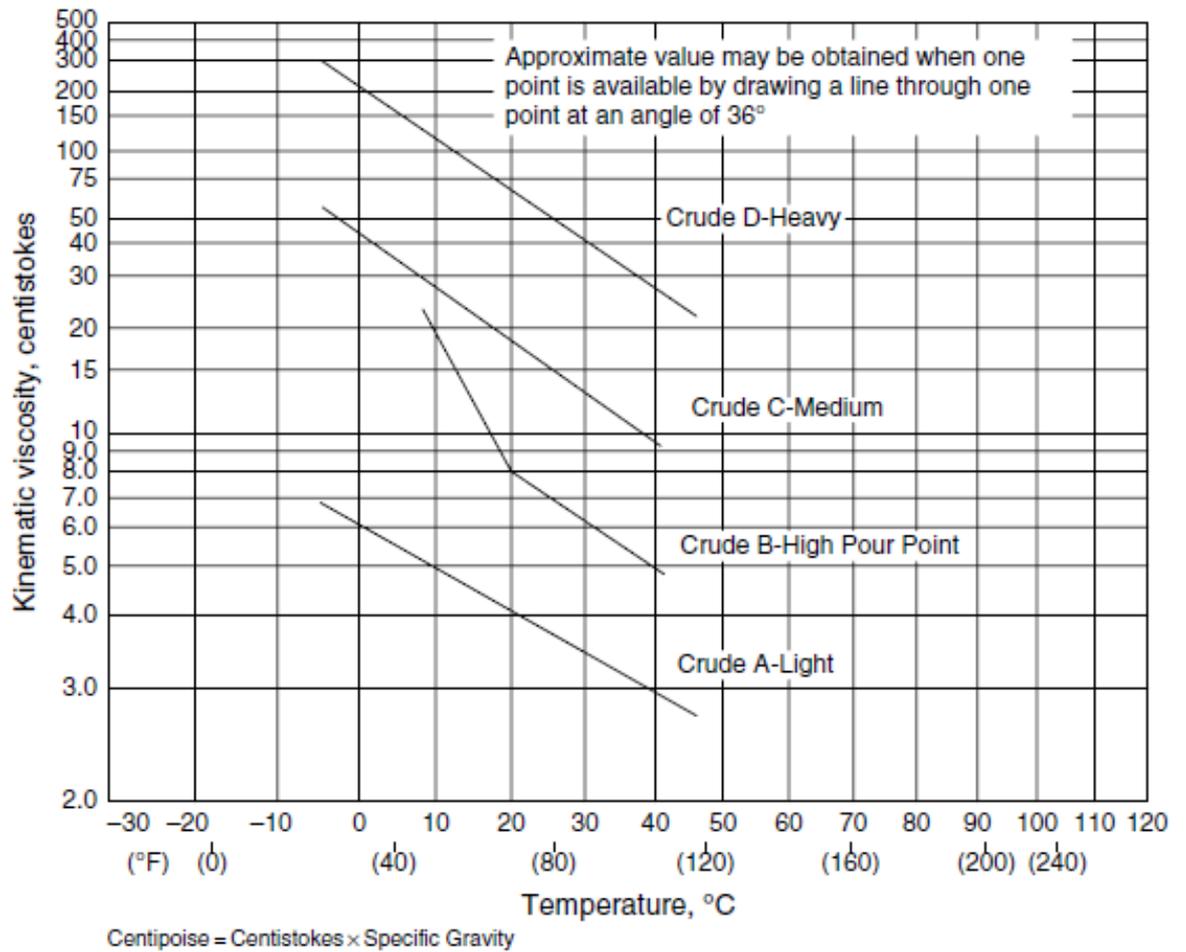


Figura 30. Curvas de viscosidad-temperatura típicas para distintos petróleos crudos.

**10.5. Anexo 5- Relación entre el coeficiente de arrastre y el número de Reynolds de partícula para partículas esféricas y otras formas.**

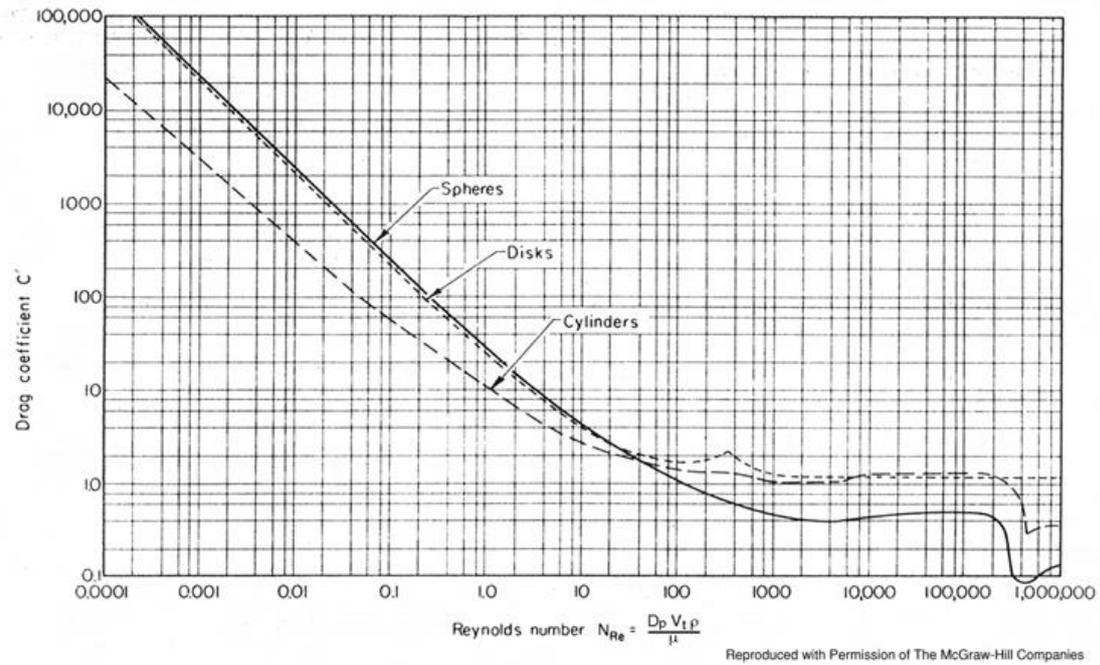


Figura 31. Relación entre el coeficiente de arrastre y el número de Reynolds de partícula para partículas esféricas y otras formas.

**10.6. Anexo 6- Coeficiente de arrastre ( $c_d$ ) vs  $c_d$  multiplicado por el número de Reynolds al cuadrado.**

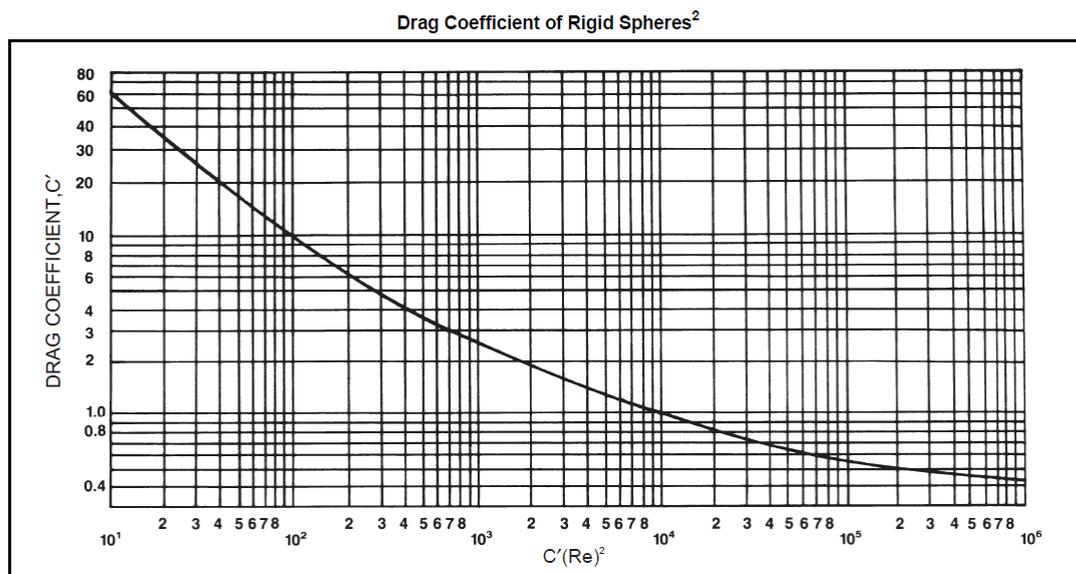


Figura 32. Coeficiente de arrastre ( $c_d$ ) vs  $c_d$  multiplicado por el número de Reynolds al cuadrado.

## 10.7. Anexo 7- Tabla de volúmenes parciales de cilindros horizontales

Table 6-1 Partial Volumes of Horizontal Cylinders

Zc	Coefficients for Partial Volumes of Horizontal Cylinders, f (Zc)									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.00	.000000	.000053	.000151	.000279	.000429	.000600	.000788	.000992	.001212	.001445
.01	.001692	.001952	.002223	.002507	.002800	.003104	.003419	.003743	.004077	.004421
.02	.004773	.005134	.005503	.005881	.006267	.006660	.007061	.007470	.007886	.008310
.03	.008742	.009179	.009625	.010076	.010534	.010999	.011470	.011947	.012432	.012920
.04	.013417	.013919	.014427	.014940	.015459	.015985	.016515	.017052	.017593	.018141
.05	.018692	.019250	.019813	.020382	.020955	.021533	.022115	.022703	.023296	.023894
.06	.024496	.025103	.025715	.026331	.026952	.027578	.028208	.028842	.029481	.030124
.07	.030772	.031424	.032081	.032740	.033405	.034073	.034747	.035423	.036104	.036789
.08	.037478	.038171	.038867	.039569	.040273	.040981	.041694	.042410	.043129	.043852
.09	.044579	.045310	.046043	.046782	.047523	.048268	.049017	.049768	.050524	.051283
.10	.052044	.052810	.053579	.054351	.055126	.055905	.056688	.057474	.058262	.059054
.11	.059850	.060648	.061449	.062253	.063062	.063872	.064687	.065503	.066323	.067147
.12	.067972	.068802	.069633	.070469	.071307	.072147	.072991	.073836	.074686	.075539
.13	.076393	.077251	.078112	.078975	.079841	.080709	.081581	.082456	.083332	.084212
.14	.085094	.085979	.086866	.087756	.088650	.089545	.090443	.091343	.092246	.093153
.15	.094061	.094971	.095884	.096799	.097717	.098638	.099560	.100486	.101414	.102343
.16	.103275	.104211	.105147	.106087	.107029	.107973	.108920	.109869	.110820	.111773
.17	.112728	.113686	.114646	.115607	.116572	.117538	.118506	.119477	.120450	.121425
.18	.122403	.123382	.124364	.125347	.126333	.127321	.128310	.129302	.130296	.131292
.19	.132290	.133291	.134292	.135296	.136302	.137310	.138320	.139332	.140345	.141361
.20	.142378	.143398	.144419	.145443	.146468	.147494	.148524	.149554	.150587	.151622
.21	.152659	.153697	.154737	.155779	.156822	.157867	.158915	.159963	.161013	.162066
.22	.163120	.164176	.165233	.166292	.167353	.168416	.169480	.170546	.171613	.172682
.23	.173753	.174825	.175900	.176976	.178053	.179131	.180212	.181294	.182378	.183463
.24	.184550	.185639	.186729	.187820	.188912	.190007	.191102	.192200	.193299	.194400
.25	.195501	.196604	.197709	.198814	.199922	.201031	.202141	.203253	.204368	.205483
.26	.206600	.207718	.208837	.209957	.211079	.212202	.213326	.214453	.215580	.216708
.27	.217839	.218970	.220102	.221235	.222371	.223507	.224645	.225783	.226924	.228065
.28	.229209	.230352	.231498	.232644	.233791	.234941	.236091	.237242	.238395	.239548
.29	.240703	.241859	.243016	.244173	.245333	.246494	.247655	.248819	.249983	.251148
.30	.252315	.253483	.254652	.255822	.256992	.258165	.259338	.260512	.261687	.262863
.31	.264039	.265218	.266397	.267578	.268760	.269942	.271126	.272310	.273495	.274682
.32	.275869	.277058	.278247	.279437	.280627	.281820	.283013	.284207	.285401	.286598
.33	.287795	.288992	.290191	.291390	.292591	.293793	.294995	.296198	.297403	.298605
.34	.299814	.301021	.302228	.303438	.304646	.305857	.307068	.308280	.309492	.310705
.35	.311918	.313134	.314350	.315566	.316783	.318001	.319219	.320439	.321660	.322881
.36	.324104	.325326	.326550	.327774	.328999	.330225	.331451	.332678	.333905	.335134
.37	.336363	.337593	.338823	.340054	.341286	.342519	.343751	.344985	.346220	.347455
.38	.348690	.349926	.351164	.352402	.353640	.354879	.356119	.357359	.358599	.359840
.39	.361082	.362325	.363568	.364811	.366056	.367300	.368545	.369790	.371036	.372282
.40	.373530	.374778	.376026	.377275	.378524	.379774	.381024	.382274	.383526	.384778
.41	.386030	.387283	.388537	.389790	.391044	.392298	.393553	.394808	.396063	.397320
.42	.398577	.399834	.401092	.402350	.403608	.404866	.406125	.407384	.408645	.409904
.43	.411165	.412426	.413687	.414949	.416211	.417473	.418736	.419998	.421261	.422525
.44	.423788	.425052	.426316	.427582	.428846	.430112	.431378	.432645	.433911	.435178
.45	.436445	.437712	.438979	.440246	.441514	.442782	.444050	.445318	.446587	.447857
.46	.449125	.450394	.451663	.452932	.454201	.455472	.456741	.458012	.459283	.460554
.47	.461825	.463096	.464367	.465638	.466910	.468182	.469453	.470725	.471997	.473269
.48	.474541	.475814	.477086	.478358	.479631	.480903	.482176	.483449	.484722	.485995
.49	.487269	.488542	.489814	.491087	.492360	.493633	.494906	.496179	.497452	.498726

Figura 33. Tabla de volúmenes parciales de cilindros horizontales parte 1.

$Z_c$	Coefficients for Partial Volumes of Horizontal Cylinders, $f(Z_c)$									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.50	.500000	.501274	.502548	.503821	.505094	.506367	.507640	.508913	.510186	.511458
.51	.512731	.514005	.515278	.516551	.517824	.519097	.520369	.521642	.522914	.524186
.52	.525459	.526731	.528003	.529275	.530547	.531818	.533090	.534362	.535633	.536904
.53	.538175	.539446	.540717	.541988	.543259	.544528	.545799	.547068	.548337	.549606
.54	.550875	.552143	.553413	.554682	.555950	.557218	.558486	.559754	.561021	.562288
.55	.563555	.564822	.566089	.567355	.568622	.569888	.571154	.572418	.573684	.574948
.56	.576212	.577475	.578739	.580002	.581264	.582527	.583789	.585051	.586313	.587574
.57	.588835	.590096	.591355	.592616	.593875	.595134	.596392	.597650	.598908	.600166
.58	.601423	.602680	.603937	.605192	.606447	.607702	.608956	.610210	.611463	.612717
.59	.613970	.615222	.616474	.617726	.618976	.620226	.621476	.622725	.623974	.625222
.60	.626470	.627718	.628964	.630210	.631455	.632700	.633944	.635189	.636432	.637675
.61	.638918	.640160	.641401	.642641	.643881	.645121	.646360	.647598	.648836	.650074
.62	.651310	.652545	.653780	.655015	.656249	.657481	.658714	.659946	.661177	.662407
.63	.663637	.664866	.666095	.667322	.668549	.669775	.671001	.672226	.673450	.674674
.64	.675896	.677119	.678340	.679561	.680781	.681999	.683217	.684434	.685650	.686866
.65	.688082	.689295	.690508	.691720	.692932	.694143	.695354	.696562	.697772	.698979
.66	.700186	.701392	.702597	.703802	.705005	.706207	.707409	.708610	.709809	.711008
.67	.712205	.713402	.714599	.715793	.716987	.718180	.719373	.720563	.721753	.722942
.68	.724131	.725318	.726505	.727690	.728874	.730058	.731240	.732422	.733603	.734782
.69	.735961	.737137	.738313	.739488	.740662	.741835	.743008	.744178	.745348	.746517
.70	.747685	.748852	.750017	.751181	.752345	.753506	.754667	.755827	.756984	.758141
.71	.759297	.760452	.761605	.762758	.763909	.765059	.766209	.767356	.768502	.769648
.72	.770791	.771935	.773076	.774217	.775355	.776493	.777629	.778765	.779898	.781030
.73	.782161	.783292	.784420	.785547	.786674	.787798	.788921	.790043	.791163	.792282
.74	.793400	.794517	.795632	.796747	.797859	.798969	.800078	.801186	.802291	.803396
.75	.804499	.805600	.806701	.807800	.808898	.809993	.811088	.812180	.813271	.814361
.76	.815450	.816537	.817622	.818706	.819788	.820869	.821947	.823024	.824100	.825175
.77	.826247	.827318	.828387	.829454	.830520	.831584	.832647	.833708	.834767	.835824
.78	.836880	.837934	.838987	.840037	.841085	.842133	.843178	.844221	.845263	.846303
.79	.847341	.848378	.849413	.850446	.851476	.852506	.853532	.854557	.855581	.856602
.80	.857622	.858639	.859655	.860668	.861680	.862690	.863698	.864704	.865708	.866709
.81	.867710	.868708	.869704	.870698	.871690	.872679	.873667	.874653	.875636	.876618
.82	.877597	.878575	.879550	.880523	.881494	.882462	.883428	.884393	.885354	.886314
.83	.887272	.888227	.889180	.890131	.891080	.892027	.892971	.893913	.894853	.895789
.84	.896725	.897657	.898586	.899514	.900440	.901362	.902283	.903201	.904116	.905029
.85	.905939	.906847	.907754	.908657	.909557	.910455	.911350	.912244	.913134	.914021
.86	.914906	.915788	.916668	.917544	.918419	.919291	.920159	.921025	.921888	.922749
.87	.923607	.924461	.925314	.926164	.927009	.927853	.928693	.929531	.930367	.931198
.88	.932028	.932853	.933677	.934497	.935313	.936128	.936938	.937747	.938551	.939352
.89	.940150	.940946	.941738	.942526	.943312	.944095	.944874	.945649	.946421	.947190
.90	.947956	.948717	.949476	.950232	.950983	.951732	.952477	.953218	.953957	.954690
.91	.955421	.956148	.956871	.957590	.958306	.959019	.959727	.960431	.961133	.961829
.92	.962522	.963211	.963896	.964577	.965253	.965927	.966595	.967260	.967919	.968576
.93	.969228	.969876	.970519	.971158	.971792	.972422	.973048	.973669	.974285	.974897
.94	.975504	.976106	.976704	.977297	.977885	.978467	.979045	.979618	.980187	.980750
.95	.981308	.981859	.982407	.982948	.983485	.984015	.984541	.985060	.985573	.986081
.96	.986583	.987080	.987568	.988053	.988530	.989001	.989466	.989924	.990375	.990821
.97	.991258	.991690	.992114	.992530	.992939	.993340	.993733	.994119	.994497	.994866
.98	.995227	.995579	.995923	.996257	.996581	.996896	.997200	.997493	.997777	.998048
.99	.998308	.998555	.998788	.999008	.999212	.999400	.999571	.999721	.999849	.999947
1.00	1.000000									

Figura 34. Tabla de volúmenes parciales de cilindros horizontales parte 2.

### 10.8. Anexo 8- Selección de Presiones de trabajo máximas permitidas.

<b>Setting Maximum Allowable Working Pressures</b>	
<b>Operating Pressure</b>	<b>Minimum Differential Between Operating and MAWP</b>
Less than 50 psig	10 psi
51 psig to 250 psig	25 psi
251 psig to 500 psig	10% of maximum operating pressure
501 psig to 1000 psig	50 psi
1001 psig and higher	5% of maximum operating pressure
Vessels with high-pressure safety sensors have an additional 5% or 5 psi, whichever is greater, added to the minimum differential.	

Figura 35. Selección de Presiones de trabajo máximas permitidas.

### 10.9. Anexo 9-Resumen de clasificaciones de presión ANSI.

<b>Class</b>	<b>MAWP, psig</b>	
	<b>-20°F to 100°F</b>	<b>100°F to 200°F</b>
150	285	250
300	740	675
400	990	900
600	1480	1350
900	2220	2025
1500	3705	3375
2500	6170	5625

Figura 36. Resumen de clasificaciones de presión ANSI.

## 11. REFERENCIAS

- [01]. MARCÍAS J MARTÍNEZ. Diseño conceptual de Separadores. Ingenieros Consultores, S.R.L
- [02]. GPSA - Engineering Data Book, FPS Version, Vol. I & II - 12th Ed (2004).
- [03]. 'Hidrocarburos convencionales y no convencionales'- Asociación Argentina de Geólogos y Geofísicos del Petróleo, Septiembre 2017.
- [04]. Surface Production Operations, Volume 1, Third Edition by Ken Arnold & Maurice Stewart.
- [05]. API SPECIFICATION 12J Specification for Oil and Gas Separators Seventh Edition 1989.
- [06]. Glossary.oilfield.slb.com
- [07]. MANNING - Oilfield Processing of Petroleum Vol 1 & 2, Penwell Books (1991)
- [08]. ASME Section VIII, Division 1.
- [09]. CAMPBELL - Gas Conditioning & Processing Vol 2 - The Equipment Modules 7th Edition
- [10]. Manual de recipientes a presión, diseño y cálculo- Eugene F Megyesy
- [11]. Surface Production Operations, Volume 2, Design of Gas Handling Systems and Facilities, Second Edition by Ken Arnold & Maurice Stewart.
- [12]. GUO & GHALAMBOR - Natural Gas Engineering Handbook, GPC (2005)
- [13]. AAL & AGGOUR - Petroleum and Gas Field Processing, Dekker (2003)
- [14]. IKOKU - Natural Gas Production Engineering (1992)
- [15]. API RP 14E Design & Installation of Offshore Production Platform Piping Systems, 5th Ed. (101991)
- [16]. API 521 Pressure-relieving and Depressuring Systems 7th 2007
- [17]. <http://www.shaleenargentina.com.ar>