

# **TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

## **DESARROLLO DE UNA METODOLOGÍA DE CÁLCULO QUE PERMITA DISEÑAR O EVALUAR LOS SEPARADORES A SER INSTALADOS EN LAS ESTACIONES DE FLUJO.**

**PDVSA-ANACO**

Presentado ante la ilustre  
Universidad Central de  
Venezuela  
Por el Br. De Oliveira G., Bárbara C.  
para optar al Título  
de Ingeniero Mecánico

Caracas, 2003

# **TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

## **DESARROLLO DE UNA METODOLOGÍA DE CÁLCULO QUE PERMITA DISEÑAR O EVALUAR LOS SEPARADORES A SER INSTALADOS EN LAS ESTACIONES DE FLUJO.**

**PDVSA-ANACO**

**TUTOR ACADÉMICO: Prof. Wladimiro Kowalchuk**

**TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Eduardo Cepeda**

Presentado ante la ilustre  
Universidad Central de  
Venezuela

Por el Br. De Oliveira G., Bárbara C.  
para optar al Título  
de Ingeniero Mecánico

Caracas, 2003

**De Oliveira Gomes, Bárbara Cristina**

**DESARROLLO DE UNA METODOLOGÍA DE CÁLCULO QUE  
PERMITA DISEÑAR O EVALUAR LOS SEPARADORES A SER  
INSTALADOS EN LAS ESTACIONES DE FLUJO.  
PDVSA-ANACO**

Tutor Académico: Prof. Wladimiro Kowalchuk. Tutor Industrial: Ing. Eduardo Cepeda. Tesis.  
Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Mecánica.  
2003, 167.

Palabras Claves: Separador, Recipiente a presión, Disgregación de hidrocarburos.

Durante el proceso de perforación se van atravesando diferentes tipos de formaciones, dentro de las cuales se encuentran fluidos deseables y no deseables entrampados en los poros de las rocas, por lo que se hace necesario un proceso de separación. Las etapas de separación, pueden encontrarse en cualquier etapa del proceso, por lo que un diseño inadecuado del separador podría limitar la capacidad de procesamiento de toda la estación. La Gerencia de Ingeniería y Proyectos de Anaco actualmente, cada vez que requiere instalar un equipo separador se ve en la necesidad de contratar una empresa de ingeniería que realice el diseño del mismo, lo cual involucra tiempo y alto costo asociado. Es por ello que en este trabajo se desarrolló una metodología que permitiese diseñar el separador adecuado a instalar en las estaciones de flujo partiendo de los datos operacionales que posee la empresa, logrando obtener un diseño adecuado en el tiempo, costo, calidad y seguridad deseada.

Se realizaron dos procedimientos de diseño, uno para calcular equipos verticales y otro para equipos horizontales; ambos procedimientos conforman la metodología de diseño para los equipos separadores, con los cuales se obtienen las dimensiones mínimas necesarias para realizar la construcción de los equipos, dichos resultados se obtienen en ambos sistemas de unidades, tanto inglés como internacional.

## **DEDICATORIA**

A mis padres, por haberme enseñado el valor de conseguir lo que se desea con esfuerzo propio, honestidad y trabajo continuo, así como también por ser el principal apoyo a lo largo no sólo de mi carrera sino de mi vida, y por haber logrado formar ese hogar tan especial y correcto. Gracias a ustedes soy quien soy y estoy logrando todo esto.

A mis hermanas, quienes han estado siempre allí apoyándome y esperando mi aprobación en sus actos por ser ambas menores. Esto es para que ustedes aprendan lo que se puede lograr con esfuerzo y dedicación, y para que ustedes lo logren también.

A mi Tía Rita, por haber confiado siempre en mí y por haberme ayudado no sólo ahora sino desde pequeña, y que con todo el cariño del mundo ha sabido compartir conmigo muchos momentos. En especial por haberme guiado en momentos tan importantes como lo fueron el principio y el final de la carrera.

## **AGRADECIMIENTOS**

En primer lugar le quiero agradecer a Dios por haberme dado las fuerzas a lo largo de toda la carrera para lograr esta meta.

A la Universidad Central de Venezuela, porque en ella aprendí mucho de lo que se ahora y allí fue donde logré realizar este sueño. Así como a todas aquellas personas que son y fueron parte de ella y de una u otra manera me apoyaron y colaboraron conmigo cuando lo necesite, y en especial a todos aquellos compañeros que a lo largo de la carrera no solo fueron compañeros de clases sino también supieron ser amigos.

A Petróleos de Venezuela, por haberme dado la oportunidad de realizar este trabajo especial de grado, y a todas las personas que forman parte de Petróleos de Venezuela Anaco, quienes me hicieron aprender lo que es trabajar en una empresa aplicando todos los conocimientos adquiridos, de forma especial a mis compañeros de oficina y amigos, Frank, Daniel, José, Jesús, y a los Ingenieros Luis Martínez, Antonio Quijada y Rita Gomes; y al grupo de Definición y Desarrollo por su constante apoyo, asesoramiento técnico, orientación y colaboración.

Al Ingeniero Eduardo Cepeda, por permitirme trabajar a su lado y hasta en su equipo de trabajo logrando que aprendiera no sólo a realizar el trabajo especial de grado, sino también a trabajar dentro del grupo de Definición y Desarrollo, lo cual fue muy importante y valioso para mi.

Al profesor Wladimiro Kowalchuk, por ser mi tutor académico y por su incondicional compromiso por ayudar a completar el presente estudio en el tiempo previsto.

A los profesores Attilio Praderio, Valerio Chechelev y Juan Ruilova, por sus oportunas observaciones y por su incondicionalidad para conmigo al ayudarme cuando los necesité.

**ÍNDICE**

<b>RESUMEN</b>	<b>i</b>
<b>DEDICATORIA</b>	<b>ii</b>
<b>AGRADECIMIENTOS</b>	<b>iii</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b>	<b>1</b>
<b>Capítulo I. DESCRIPCIÓN DEL ÁREA</b>	<b>4</b>
<b>Capítulo II. MARCO TEÓRICO</b>	<b>7</b>
<b>2.1 Descripción de los Separadores.</b>	<b>7</b>
<b>2.2 Tipos de Separadores.</b>	<b>8</b>
2.2.1 Criterio de Selección entre Separadores.	11
<b>2.3 Partes de un Separador Bifásico.</b>	<b>14</b>
<b>2.4 Accesorios para Separadores.</b>	<b>16</b>
2.4.1 Dispositivos de Seguridad.	16
2.4.2 Sistemas de Venteo.	16
2.4.3 Drenajes.	16
2.4.4 Bocas de Visita.	16
2.4.5 Sistema de Control de un Separador.	16
<b>2.5 Descripción de los Internos de un Separador.</b>	<b>18</b>
2.5.1 Deflectores.	19
2.5.1.1 Codos de 90° como Deflectores de Entrada.	19
2.5.2 Distribuidores de Entrada.	20
2.5.2.1 Distribuidores en forma de “ T ” .	20
2.5.3 Eliminador de Niebla.	21
2.5.3.1 Eliminador de Niebla tipo Ciclón.	22
2.5.3.2 Eliminador de Niebla tipo Malla (“Mallas”).	23
2.5.3.3 Eliminador de Niebla tipo Aleta.	25
2.5.3.4 Eliminador de Niebla tipo Malla vs tipo Aleta.	27

---

2.5.4 Rompe Vórtices.	30
2.5.4.1 Placa Rompe Vórtice.	30
2.5.4.2 Rompe Vórtice tipo Rejilla.	30
2.5.5 Tuberías Internas.	30
2.5.6 Desarenadores y Drenajes.	31
2.5.7 Placas Rompe Espuma.	31
2.5.8 Planchas Rompe Olas.	31
<b>2.6 Principios de Separación.</b>	<b>31</b>
<b>2.7 Proceso de Separación.</b>	<b>36</b>
<b>2.8 Capacidad de los Separadores.</b>	<b>37</b>
2.8.1 Capacidad de los Separadores Verticales.	38
2.8.2 Capacidad de los Separadores Horizontales.	38
<b>2.9 Problemas Especiales en la Separación.</b>	<b>44</b>
<b>2.10 Consideraciones para el Diseño del Separador.</b>	<b>47</b>
2.10.1 Consideraciones Iniciales.	47
2.10.2 Definiciones.	47
2.10.3 Niveles y Tiempos de Residencia.	54
2.10.4 Parámetros que intervienen en el diseño de separadores.	66
<b>Capítulo III. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA</b>	<b>71</b>
<b>3.1 Planteamiento del Problema.</b>	<b>71</b>
<b>3.2 Objetivos.</b>	<b>72</b>
3.2.1 Objetivo General.	72
3.2.2 Objetivos Específicos.	72
<b>Capítulo IV. METODOLOGÍA</b>	<b>75</b>
<b>4.1 Procedimiento Metodológico.</b>	<b>75</b>
4.1.1 Recopilación de Información.	75
4.1.2 Selección de las normativas aplicables al diseño de separadores de producción bifásicos.	76

---

---

4.1.3 Determinación de los factores involucrados en el diseño.	76
4.1.4 Realización de la metodología de cálculo.	76
4.1.5 Comparación de la metodología de cálculo realizada con otras metodologías y con equipos separadores existentes en el campo.	76
<b>Capítulo V. PROCEDIMIENTO DE DISEÑO</b>	<b>78</b>
<b>5.1 Procedimiento de Diseño para Separadores Verticales.</b>	<b>78</b>
<b>5.2 Procedimiento de Diseño para Separadores Horizontales.</b>	<b>93</b>
<b>5.3 Ejemplo del Dimensionamiento de un Separador Vertical.</b>	<b>106</b>
<b>5.4 Ejemplo del Dimensionamiento de un Separador Horizontal.</b>	<b>118</b>
<b>Capítulo VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS</b>	<b>137</b>
<b>6.1 Resultados.</b>	<b>137</b>
6.1.1 Información recopilada.	137
6.1.2 Normativas seleccionadas como aplicables al diseño de separadores de producción bifásicos.	138
6.1.3 Parámetros involucrados en el diseño.	139
6.1.4 Metodología de cálculo realizada.	141
6.1.5 Comparación de la metodología de cálculo realizada con otras metodologías y con equipos separadores existentes en el campo.	142
<b>CONCLUSIONES</b>	<b>144</b>
<b>RECOMENDACIONES</b>	<b>146</b>
<b>NOMENCLATURA</b>	<b>147</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>153</b>
<b>ANEXOS</b>	<b>155</b>
ANEXO N° 1. Deflectores y Distribuidores.	155
ANEXO N° 2. Distribuidores de Entrada en “T”.	155
ANEXO N° 3. Tipos de Eliminadores de Niebla.	156

---

ANEXO N° 4. Otros Internos.	156
ANEXO N° 5. Tipos de Rompe-Vórtices.	157
ANEXO N° 6. Zonas principales en los Separadores Gas-Líquido.	158
ANEXO N° 7. Dimensiones típicas de Separadores Verticales.	159
ANEXO N° 8. Dimensiones típicas de Separadores Horizontales.	159
ANEXO N° 9. Identificación de los niveles en un separador bifásico.	160
ANEXO N° 10. Artículo acerca de Interpolación en Coordenadas Logarítmicas.	161
ANEXO N° 11. Matriz de comparación entre los criterios de cálculo de PDVSA y GPSA	162
ANEXO N° 12. Fotos de Recipientes Verticales.	163
ANEXO N° 13. Fotos de Recipientes Horizontales.	164

**ÍNDICE DE FIGURAS**

FIGURA 1.1. Distribución Geográfica del Distrito Anaco.	4
FIGURA 1.2. Áreas operacionales del Distrito Anaco.	5
FIGURA 1.3. Historial de ventas de gas del oriente del país.	6
FIGURA 2.1. Separador Vertical Bifásico.	9
FIGURA 2.2. Separador Horizontal Bifásico.	9
FIGURA 2.3. Separador Esférico.	10
FIGURA 2.4. Partes de un Separador.	15
FIGURA 2.5. Eliminador de niebla tipo malla.	23
FIGURA 2.6. Modelos de extractores de niebla tipo vanes.	25
FIGURA 2.7. Fuerzas que actúan sobre la gota.	33
FIGURA 2.8. Coeficiente de arrastre vs. $C'x(Re)''$ .	34
FIGURA 2.9. Capacidad Gasífera de un Separador Vertical.	40
FIGURA 2.10. Capacidad Líquida de un Separador Vertical.	41
FIGURA 2.11. Capacidad Gasífera de un Separador Horizontal.	42
FIGURA 2.12. Capacidad Líquida de un Separador Horizontal.	43
FIGURA 2.13. Factor de diseño K.	49

**ÍNDICE DE TABLAS**

TABLA 2.1. Tipos de internos de entrada recomendados para algunos servicios específicos según la normativa de PDVSA.	29
TABLA 2.2. Valores sugeridos para el parámetro K.	51
TABLA 2.3. Tiempos de residencia.	54
TABLA 2.4. Identificación de los niveles de un recipiente.	55
TABLA N° 1. Dimensiones de codos estándar de 90° para soldar en función del tamaño nominal de la tubería.	165
TABLA N° 2. Longitudes de cuerdas y áreas de las secciones circulares vs alturas de la cuerda.	166
TABLA N° 3. Diámetros comerciales para boquillas.	167
TABLA N° 4. Diámetros comerciales para recipientes.	167

## **INTRODUCCIÓN**

En primer lugar es importante destacar que la vida sin el petróleo y el gas no podría ser como la conocemos. Del crudo obtenemos gasolina y diesel para nuestros autos y autobuses, combustible para barcos y aviones, lo usamos para generar electricidad, obtener energía calorífica para fábricas, hospitales y oficinas y diversos lubricantes para maquinaria y vehículos. El petróleo ha transformado la vida de las personas y la economía de las naciones; su descubrimiento creó riqueza, modernidad, pueblos industriales prósperos y nuevos empleos, motivando el crecimiento de las industrias mencionadas.

Actualmente, el gas natural vive un momento estelar en el ámbito mundial y existe un fuerte crecimiento de su demanda, el cual ha venido sustituyendo a otros hidrocarburos fósiles para convertirse en la primera fuente de satisfacción de los requerimientos adicionales de energía primaria. Los analistas internacionales apuntan que las primeras décadas del presente siglo marcarán la era energética del gas natural, de la misma forma que en el pasado lo fueron la leña, el carbón e hidrocarburos líquidos, entre otros. Así mismo, también prevén para la segunda mitad del siglo la agresiva incorporación de energías renovables, las cuales representarán más del 50% de la energía consumida por el mundo para ese momento.

En Venezuela el negocio del petróleo y el gas significa para PDVSA una pieza fundamental para la diversificación de sus productos y para lograr su visión de ser la Corporación Energética de Referencia Mundial por Excelencia. En este sentido, PDVSA esta comprometida hoy mas que nunca con Venezuela y en medio del agitado entorno energético mundial ocupará los espacios que sean necesarios, para mantener el posicionamiento de PDVSA e incrementar el valor agregado a la sociedad venezolana, contribuyendo con el desarrollo industrial del país y mejorando la calidad de vida del venezolano, el cual incluye una nueva orientación para el desarrollo de la economía regional sobre la base de la diversificación energética.

En Venezuela, PDVSA ocupa el primer lugar de la industria nacional y desempeña un papel primordial en el desarrollo económico del país, su crecimiento y expansión afecta directamente el fortalecimiento del sector económico, por lo cual se trabaja de manera continúa en la búsqueda de nuevas tecnologías y aplicación de las mejores prácticas para fortalecer, mejorar y optimizar las actividades dentro de la industria.

Para lograr esto PDVSA continuará perforando pozos y se reactivarán pozos existentes de petróleo y/o gas, de acuerdo al plan de negocios de la corporación, para lo cual se requiere planificación y previsión desde el punto de vista de ingeniería y de operaciones.

Muchas son las aplicaciones que actualmente se le dan tanto al gas como al petróleo. Desde el punto de vista petroquímico los procesadores requieren un gas completamente limpio y en el cual el componente que específicamente va a ser empleado debe llegar aislado de los otros integrantes de la cadena parafínica. Por otra parte, cuanto mayor sea la cantidad de elementos condensables mayor será la riqueza y el valor del gas, con lo cual, el operador desearía como primera opción un gas rico, al cual se le han de extraer los componentes pesados, que tienen un precio más elevado en el mercado. La industria petroquímica usa productos derivados de el petróleo para hacer plásticos, fibras sintéticas, detergentes, medicinas, conservadores de alimentos, hules, agroquímicos, entre otros.

Durante el proceso de perforación se van atravesando diferentes tipos de formaciones, dentro de las cuales se encuentran fluidos deseables entrampados en los poros de las rocas, como el petróleo y/o gas, y los fluidos no deseables, como el CO<sub>2</sub>, agua salada, H<sub>2</sub>S, etc.

En las estaciones de flujo deben existir procesos de separación entre el crudo y el gas. Las etapas de separación, pueden encontrarse en cualquier etapa del proceso, por lo que un diseño inadecuado del separador podría limitar la capacidad de procesamiento de toda la estación. Por el contrario, una eficiencia adecuada de separación puede dar la flexibilidad requerida a la estación, con mejores condiciones de operación que permitan obtener productos de alta calidad al evitar contaminación de corrientes o deterioro de equipos.

De acuerdo a lo anteriormente expuesto y dada la importancia de un adecuado diseño del separador, surge la necesidad de desarrollar un estudio completo acerca de la metodología de diseño del separador a instalar en las estaciones de flujo.

La Gerencia de Ingeniería y Proyectos de Anaco actualmente, cada vez que requiere instalar uno de estos equipos se ve en la necesidad de contratar una empresa de ingeniería para que realice el diseño del equipo separador requerido, lo cual involucra tiempo y alto costo asociado, obteniéndose como respuesta la del separador requerido en el momento. Cada vez que surge la necesidad de instalar otro equipo separador se debe volver al proceso de contratación de una empresa que realice la ingeniería. Es por ello que esta Gerencia tiene la necesidad de desarrollar una metodología que permita diseñar el separador adecuado partiendo de los datos operacionales que posee la empresa, logrando obtener un diseño adecuado en el tiempo, costo, calidad y seguridad deseada.

# CAPÍTULO I

## Descripción del Área

---

## CAPÍTULO I

### Descripción del Área

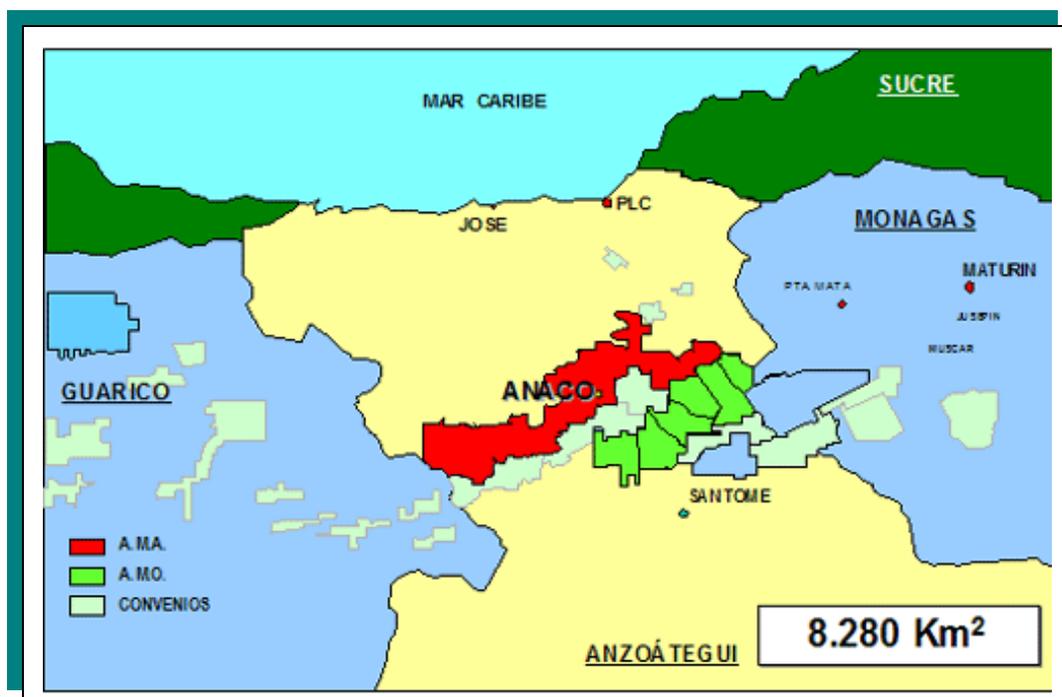
#### PETRÓLEOS DE VENEZUELA.

**Visión.** Empresa venezolana reconocida por sus soluciones energéticas y productos provenientes del gas y sus derivados.

**Misión.** Crear valor económico y social, satisfaciendo las necesidades energéticas de nuestros clientes, capitalizando las oportunidades del negocio del gas.

#### **Distrito Anaco**

**Ubicación Geográfica:** Anzoátegui, Monágas y Guárico.



**Figura 1.1.** Ubicación Geográfica del Distrito Anaco

**Fuente:** www.pdvsa.com

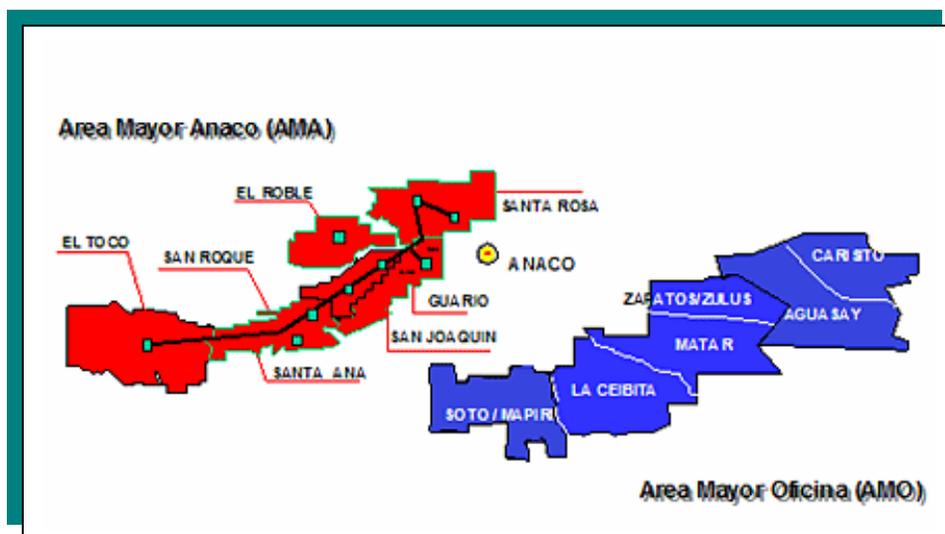
**Área:** 8.280 Km<sup>2</sup>.

**Desarrollo de Anaco:** Desarrollar el potencial necesario para maximizar la producción de gas y petróleo y atender los requerimientos del mercado interno.

**Inversión prevista:** \$ 2.220 millones para perforación, rehabilitación de pozos y adecuación y construcción de infraestructura.

Esta área operacional es conocida como el área de Anaco y está compuesta por dos grandes áreas: AMA y AMO (Area Mayor Anaco y Area Mayor Oficina).

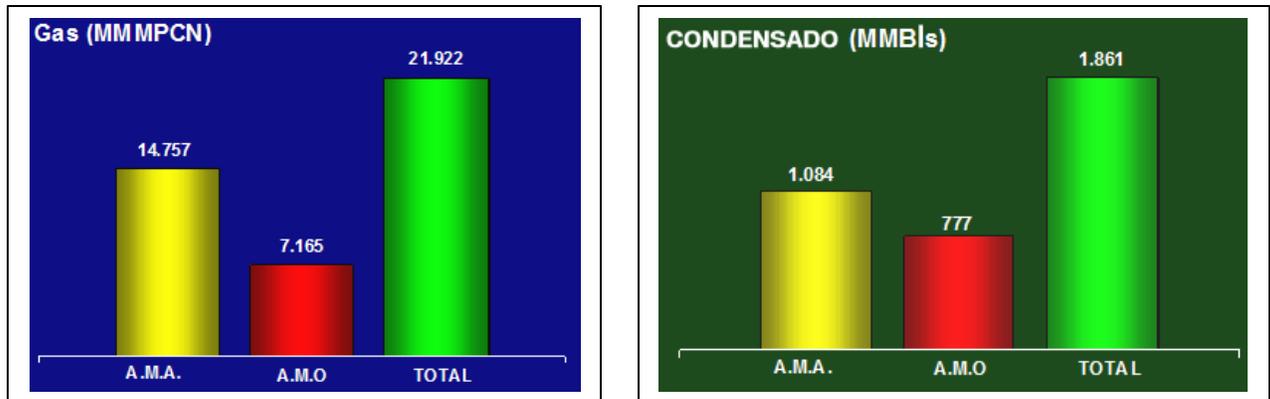
En el Área Mayor Anaco (AMA) se encuentran los campos de producción: El Toco, Santa Ana, San Roque, San Joaquín, Guarío, El Roque y Santa Rosa. En el Área Mayor Oficina (AMO) se encuentran los campos de producción: Soto/Mapiri, La Ceibita, Mata R, Zapatos/Zulus, Aguasay y Carisito.



**Figura 1.2.** Áreas operacionales del Distrito Anaco

**Fuente:** [www.pdvsa.com](http://www.pdvsa.com)

En el área de Anaco, PDVSA Gas tiene reservas remanentes de gas de 21.922 MMMPC y de crudo de 1.861 MMBls.



La infraestructura operacional disponible para desarrollar estas reservas es la siguiente:

**Pozos activos:** 751

**Plantas Compresoras:** 55

**Pozos inactivos:** 1285

**Oleoductos:** 630 km

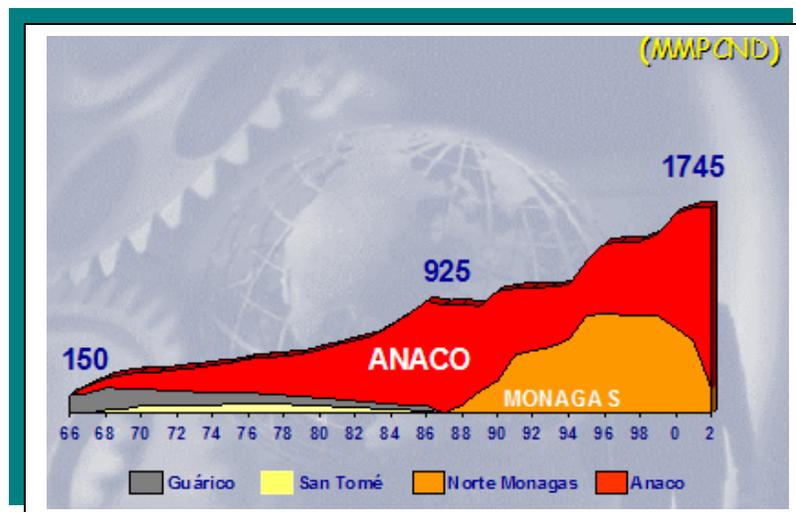
**Taladros:** 4

**Gasoductos:** 720 km

**Estaciones de Producción:** 55

**Plantas de Procesamiento:** 1

PDVSA-Anaco es una de las áreas operacionales que produce mayor cantidad de gas, y esto se demuestra con el historial de ventas de gas del oriente del país:



**Figura 1.3.** Historial de ventas de gas del oriente del país

**Fuente:** www.pdvsa.com

# CAPÍTULO II

## Marco Teórico

---

**CAPÍTULO II****Marco Teórico****2.1. DESCRIPCIÓN DE LOS SEPARADORES.**

Generalmente, el flujo que se obtiene de un yacimiento petrolífero es de naturaleza multifásica. La separación física de estas fases es una de las operaciones esenciales en la producción, tratamiento y transporte de crudos y gases.

El propósito de un separador líquido–gas es separar corrientes mezcladas de líquido y gas de forma tal que se minimice el arrastre de pequeñas gotas de líquido en la corriente de gas.

La separación gas–líquido se basa principalmente en las diferencias de densidad de las fases. Un separador también puede llamarse extractor ó tambor. Esta terminología es empleada sin importar la forma que posea dicho equipo.

La principal función de los separadores de petróleo y gas es la de separar la mezcla en dos corrientes una líquida y otra gaseosa; sin embargo, existen equipos que adicionalmente separan el agua del petróleo por lo que se comportan como separadores trifásicos si tales cantidades son considerables.

La presión de operación para los separadores puede variar ampliamente. En la mayoría de los campos petroleros la presión puede alcanzar valores inferiores a los 60 psig. En operaciones de alta presión en donde no es práctico su reducción inmediata, pues no se

optimizarían las cadenas de compresión del mismo, el intervalo de presiones puede estar entre 800 y 1200 psig y la reducción de la presión debe ser hecha en etapas.

Entre los principales principios de operación de los separadores están: la gravedad, la fuerza centrífuga, el momentum, la coalescencia, el efecto de las placas deflectoras del equipo separador, entre otros. El tamaño y volumen del separador puede variar de acuerdo a las necesidades de operación de la planta.

## 2.2. TIPOS DE SEPARADORES.

Los separadores pueden clasificarse según varios criterios, entre los cuales están:

### 1. Según su Función:

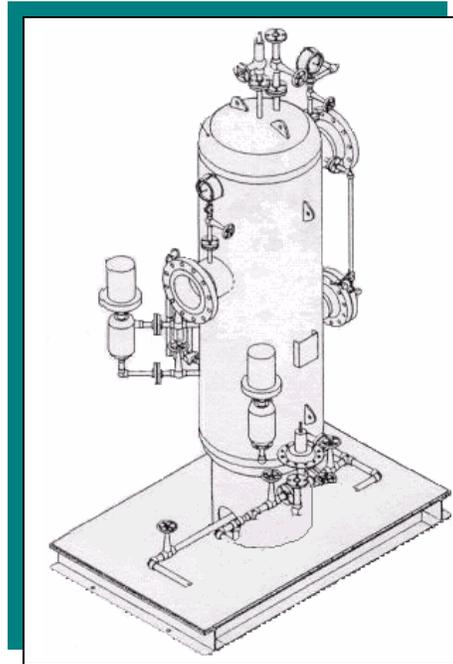
- Separadores de Producción. Son separadores que reciben los fluidos provenientes de la línea general del múltiple de producción general.
- Separadores de Prueba. Son aquellos separadores que reciben la producción de un solo pozo con el objeto de medirla.

Los separadores de prueba se conectan a un solo pozo, se les instala un instrumento medidor de gas en la tubería de salida del gas y un sistema de medición para crudo; estos instrumentos miden el flujo de gas, de crudo y de agua producido por el pozo.

### 2. Según su Forma:

- Cilíndricos. Son los más comúnmente usados, y por lo tanto fueron los que se estudiaron. Su posición puede ser vertical u horizontal.
  - *Separadores Verticales.* Los separadores verticales han sido equipos generalmente usados para la mayoría de las operaciones de campo. Prácticamente resultan indispensables cuando existen grandes limitaciones de

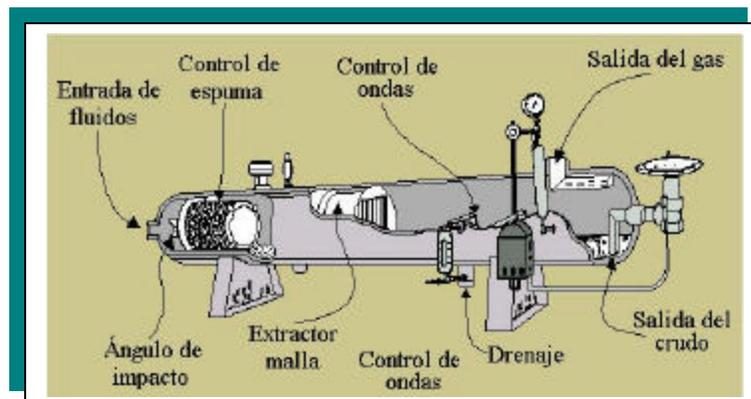
espacio. En general, los separadores verticales son aplicables cuando existen intervalos altos de gas-líquido.



**Figura 2.1.** Separador Vertical Bifásico

**Fuente:** [http://www.Fuel\\_Gas\\_Scrubber\\_with\\_Drain\\_Tank.jpg](http://www.Fuel_Gas_Scrubber_with_Drain_Tank.jpg)

- **Separadores Horizontales.** Estos separadores presentan un área de superficie de contacto entre ambas fases mayor que en el caso del separador vertical, por lo que es posible la liberación mas eficiente del gas.



**Figura 2.2.** Separador Horizontal Bifásico

**Fuente:** [http://www.gas-training.com/art\\_tecnico/ds\\_03.jpg](http://www.gas-training.com/art_tecnico/ds_03.jpg)

Generalmente, los separadores horizontales son operados con una altura de líquido igual a la mitad de su capacidad a fin de maximizar el área interfacial gas-líquido.

- Esféricos. Este tipo de separador no es muy eficiente además de exhibir dificultades en su fabricación, por lo cual no son usuales en operaciones de separación de gas-petróleo.

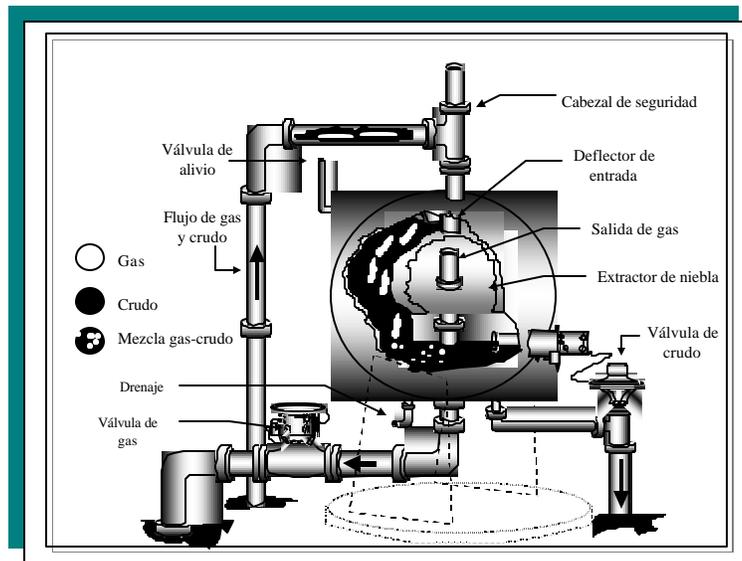


Figura 2.3. Separador Esférico

### 3. Según las Fases que Separa:

- Separadores Bifásicos. Dispositivo mecánico que se emplea en la separación de un fluido en sus fases líquida y gaseosa y en el cual no se pretende aislar el agua del petróleo y viceversa.
- Separadores Trifásicos. Recipiente que, por lo general se coloca horizontal y se utiliza para separar el agua libre, el petróleo y el gas.

Los componentes más comunes en los separadores líquido-líquido-gas ya sea en la refinación o en la producción de petróleo son agua, crudo y gas.

Cuando existen moderadas cantidades de agua conjuntamente con el crudo, aparte de separar el crudo del gas, también se hace necesario eliminar el agua mediante separadores trifásicos, en donde ambos líquidos son descargados por válvulas diferentes. Esta separación resulta muy positiva cuando el crudo no se ha emulsionado con el agua.

La separación del gas en este tipo de separadores es la misma que en el caso anterior y la mayoría de los conceptos que aplican en los separadores bifásicos también tienen el mismo significado en esta categoría.

### **2.2.1. Criterio de Selección entre Separadores.**

Las ventajas y desventajas para la selección entre los separadores bifásicos horizontal y vertical de la normativa de PDVSA se presentan a continuación<sup>1</sup>:

#### **1. Separadores Verticales.**

##### ➤ Ventajas.

- Normalmente empleados cuando la relación líquido–vapor/gas es alta y/o cuando se esperan grandes variaciones en el flujo de vapor/gas,
- Mayor facilidad, que un separador horizontal, para el control del nivel del líquido, y para la instalación física de la instrumentación de control, alarmas e interruptores,
- Ocupa poco espacio horizontal,
- Facilidad en remoción de sólidos acumulados,
- La eficiencia en la remoción del líquido no varía con el nivel de líquido,
- Son preferibles cuando existen problemas de arena, o sólidos porque son más fáciles de limpiar,

---

<sup>1</sup> Bibliografía (10)

- Se logra una distancia vertical mayor entre el nivel de líquido y la salida de gas, disminuyendo así, la tendencia de la revaporización del líquido en la fase gaseosa, entre otras.
- Desventajas.
  - El manejo de grandes cantidades de líquido, fuertes variaciones en la entrada de líquido, ó separación líquido-líquido, obliga a tener excesivos tamaños de recipientes, cuando se selecciona esta configuración,
  - Requieren mayor diámetro, que un separador horizontal, para una capacidad dada de gas,
  - Requieren de mucho espacio vertical para su instalación,
  - La eficiencia de separación es menor, ya que la separación de las gotas ocurre en un régimen de flujo en contracorriente,
  - Fundaciones más costosas cuando se comparan con separadores horizontales equivalentes,
  - Cuando hay formación de espuma, o quiere desgasificarse líquido ya recolectado, se requieren grandes volúmenes de líquido y, por lo tanto, tamaños grandes de separadores verticales,
  - Presentan problemas de mantenimiento y supervisión debido a sus alturas, entre otras.

## **2. Separadores Horizontales.**

- Ventajas.
  - Normalmente empleados cuando la relación líquido-vapor/gas es baja,
  - Requieren de poco espacio vertical para su instalación,
  - Fundaciones más económicas que las de un separador vertical equivalente,
  - Requieren menor diámetro, que un separador vertical, para una capacidad dada de gas,

- Manejan grandes cantidades de líquido, fuertes variaciones en la entrada de líquido, ó separación líquido–líquido, optimizando el volumen de operación requerido,
  - Los volúmenes de retención facilitan la desgasificación de líquido y el manejo de espuma, si se forma,
  - La separación de las gotas ocurre en un régimen de corrientes cruzadas, lo que genera mayor eficiencia de separación,
  - En los separadores horizontales la velocidad del gas puede exceder la velocidad de asentamiento del líquido con un  $L/D > 1$ , entre otras.
- Desventajas.
- Variaciones de nivel de la fase pesada afectan la separación de la fase liviana,
  - Ocupan mucho espacio horizontal,
  - Difícil remoción de sólidos acumulados (Necesidad de inclinar el recipiente ó añadir internos como tuberías de lavado), entre otras.

Existen otros autores<sup>2</sup> que tienen diferentes criterios de selección, por ejemplo, hay algunos que seleccionan los separadores verticales cuando la relación líquido-gas es baja; otros mencionan que los separadores verticales manejan grandes cantidades de líquido y fuertes variaciones en la entrada de líquido. Éstos criterios, así como otros, son contrarios a los mencionados anteriormente por PDVSA, por lo tanto la preferencia por uno u otro depende del criterio de selección de la persona que realice el diseño.

### 2.3. PARTES DE UN SEPARADOR BIFÁSICO.

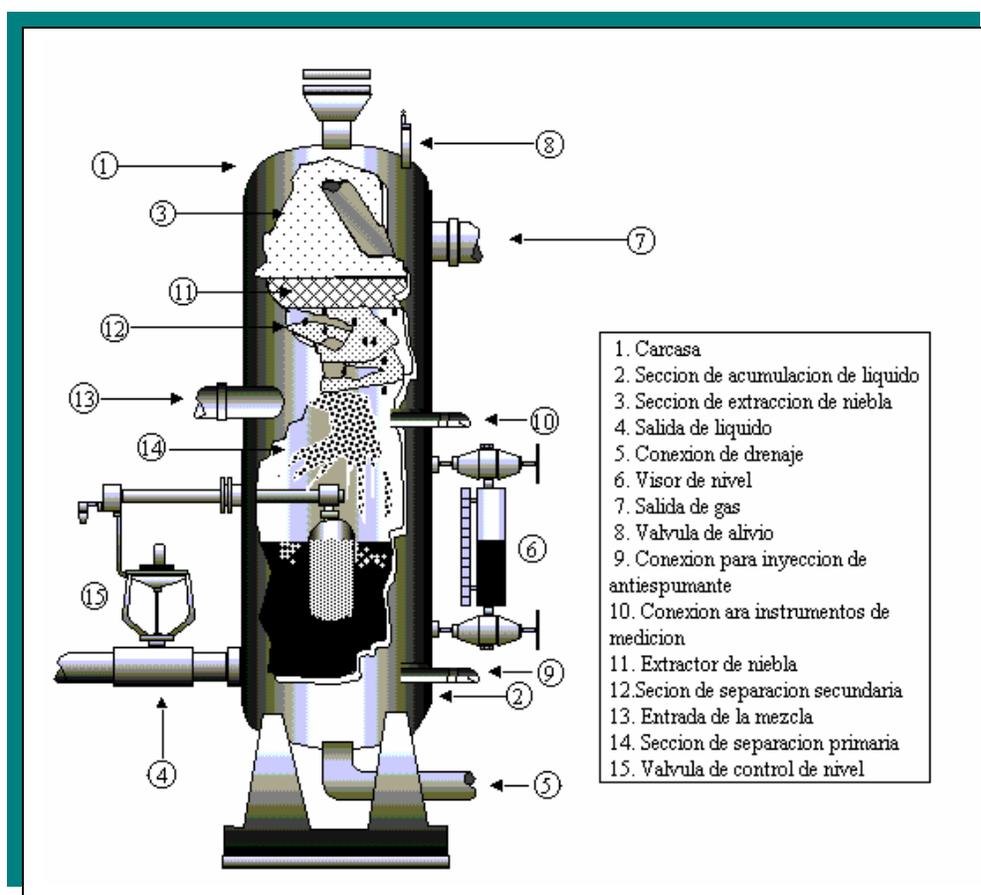
Los dos tipos de separadores que se estudiaron incorporan los siguientes componentes en su estructura (Ver Figura 2.4.) :

1. Se cuenta con un recipiente o carcasa de acero cuyo tamaño depende de la capacidad requerida. El espesor de este casco de acero depende de la presión a la cual se ha diseñado,
2. Existe un espacio en el fondo del recipiente para la deposición del líquido,
3. Se tiene un espacio en la parte superior del recipiente para que el gas fluya después que ocurre la separación de los líquidos,
4. Hay una salida para el líquido cerca del fondo del separador. En esta salida se instala una válvula automática (válvula de control de nivel), la cual puede abrirse cuando el nivel de líquido llega a un nivel predeterminado dentro del separador y cerrarse cuando dicho nivel ha bajado hasta otro punto predeterminado, ó permitir un flujo continuo logrando que el nivel de líquido se encuentre en un nivel fijo predeterminado,
5. Se cuenta con una conexión de drenaje en el fondo del recipiente con una válvula manual. Al abrirse la válvula, se drenan las acumulaciones de agua, arena y sedimentos del fondo del recipiente,
6. Se tiene un visor de nivel en el exterior del separador para observar en donde se encuentra el nivel de líquido dentro del recipiente,
7. Hay una línea de salida de gas en la parte superior del recipiente que va al sistema colector de gas. En esta línea se encuentran una válvula de control de presión y una válvula de venteo, ambas se ajustan para mantener la presión deseada en el separador,
8. En la parte superior del separador se cuenta con un sistema que evita que la presión sea excesivamente superior a la presión de operación. Esto puede consistir en una válvula de seguridad o alivio, también llamada de relevo, y un disco rompible. Tal situación puede aparecer como resultado del mal funcionamiento de la válvula de control (de nivel y/o presión),

---

<sup>2</sup> Bibliografía (4)

9. Existen conexiones para la inyección de química antiespumante y desemulsificante, los cuales en ciertas ocasiones se hacen necesarios para mejorar la separación,
10. También se cuentan con conexiones para manómetros y termómetros, mediante los cuales el operador puede conocer las condiciones a las cuales se esta realizando la separación,
11. Un dispositivo adicional, el cual es usado para hacer mas efectiva la separación es el extractor o eliminador de niebla, aunque existen muchas variantes, el más usado es el llamado “malla”, que consiste en un tejido de materiales metálicos que proporciona una gran superficie al flujo de gas húmedo. El objetivo de este dispositivo radica en que se formen gotas de condensado en la superficie de la malla metálica cuando pasa el gas húmedo a través de ella y vuelvan a caer en el líquido que se encuentra en el fondo del separador.



**Figura 2.4.** Partes de un Separador

## **2.4. ACCESORIOS PARA SEPARADORES.**

### **2.4.1. Dispositivos de Seguridad.**

Los dispositivos de seguridad que normalmente se instalan en los separadores son una válvula de alivio y un disco de ruptura. La válvula de alivio es usada para aliviar la presión del separador por debajo de la presión de punto de ruptura del disco.

### **2.4.2. Sistema de Venteo.**

Están formados por medidores de presión en el recipiente, válvula de bloqueo, válvula de venteo y sus respectivos sistemas de tuberías. Estos sistemas se encargan de enviar el gas contenido en el recipiente a sistemas recolectores o mechurrios para descargarlo al ambiente. Todos los tipos de separadores deben ser provistos con servicios protectores de sobre-presión de acuerdo a los requerimientos de las normas ASME<sup>3</sup>.

### **2.4.3. Drenajes.**

Son empleados para descargar los sólidos acumulados en el fondo del separador a lo largo del tiempo.

### **2.4.4. Bocas de Visita.**

Son utilizadas para supervisión, mantenimiento del recipiente y posibles reparaciones en caso de fallas. Son colocadas a un lado del separador, aunque en separadores verticales deben agregarse algunas a diversas alturas del mismo y en ocasiones incluso en el tope del recipiente. Son circulares y sus dimensiones varían de acuerdo al tamaño del separador, se sugieren bocas de 24 pulgadas con la implementación de agarraderos para facilitar la inspección.

### **2.4.5. Sistema de Control de un Separador.**

Existen dos funciones auxiliares las cuales deben realizar los separadores de petróleo y gas, las cuales son:

---

<sup>3</sup> ASME : (American Society Mechanical Engineer) Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos.

**1. Mantener la presión de operación en el separador.** Para que un separador de crudo y gas realice sus funciones, la presión en el separador debe mantenerse de modo que el líquido y el gas puedan ser descargados en sus respectivos sistemas de recolección. La presión es mantenida mediante el uso de una válvula de contrapresión de gas en cada separador, o con una válvula maestra que controla la presión en una batería de dos o más separadores. La válvula de contrapresión en la línea del gas se instala aguas abajo del separador y generalmente a una distancia corta de él.

**2. Mantener un cierre líquido en el separador.** A fin de mantener el líquido en el recipiente el tiempo de retención necesario para que ocurra la separación de las burbujas de gas presentes en el líquido, así como mantener la presión en el separador, debe haber un cierre de líquido en la parte inferior del recipiente. Este cierre previene pérdidas de gas por la línea de líquido; para lograrlo, se requiere un controlador de nivel líquido, una válvula controladora de nivel, un interruptor de bajo nivel y uno de alto nivel y una válvula de bloqueo.

El controlador automático de la descarga de líquido de la sección inferior del separador es conocido como el control de nivel. El funcionamiento no es nada complicado pues consiste en un cierre o abertura de la válvula controladora de nivel, de manera que el líquido se mantenga entre un nivel máximo y otro mínimo preestablecidos o en un punto específico. El interruptor de alto nivel consiste en un interruptor que actúa cuando el controlador de nivel se avería y el líquido sigue subiendo, en estos casos el interruptor que se encuentra un poco más arriba que el controlador es quien envía la señal de alarma a la válvula de bloqueo.

Los separadores podrían ser provistos con uno o más controladores de nivel. En los bifásicos, usualmente un controlador en la sección de acumulación de líquido activa una válvula de descarga para mantener los requerimientos de nivel exigidos. Para las conexiones de instrumentos con el recipiente se requieren boquillas cuyo diámetro sea de  $\frac{1}{2}$  ó  $\frac{3}{4}$  de pulgadas.

### 2.5. DESCRIPCIÓN DE LOS INTERNOS DE UN SEPARADOR.

Para ayudar al proceso de separación de las fases y/o impedir problemas de operación aguas abajo del equipo, garantizando una operación confiable y segura de los mismos, dentro del separador se incluyen ciertos aparatos, los cuales serán conocidos genéricamente como “Internos”<sup>4</sup>.

#### 1. Entre los internos más usados se tienen:

- Deflectores / Distribuidores de entrada: Estos aditamentos internos adosados a la(s) boquilla(s) de entrada, se emplean para producir un cambio de cantidad de movimiento o de dirección de flujo de la corriente de entrada, y así producir la primera separación mecánica de las fases, además de generar (en el caso de los distribuidores), un patrón de flujo dentro del recipiente que facilite la separación final de las fases, reduciendo posiblemente el tamaño de la boquilla de entrada y, en cierta medida, las dimensiones del equipo separador.
- Eliminadores de Niebla: Los eliminadores de niebla son aditamentos para eliminar pequeñas gotas de líquido que no pueden ser separadas por la simple acción de la gravedad en separadores gas-líquido. Entre los diferentes tipos existentes, destacan las mallas de alambre, conocidos popularmente como “mallas”.
- Rompe vórtices: Están adosados internamente a las boquillas salida de líquido, y su función es evitar el arrastre de burbujas de vapor/gas en la corriente líquida que deja el separador.
- Existen otros menos usados, como lo son las tuberías internas, los desarenadores y los drenajes, los cuales son usados para remover los sedimentos depositados en el separador con el tiempo. Así como también, las placas rompe espuma, que como su nombre lo indica evitan la formación de espuma dentro del separador; y las planchas rompe olas que evitan la propagación de ondulaciones dentro del separador.

---

<sup>4</sup> Bibliografía (10)

## 2. Entre las funciones que cumplen los internos del separador están:

- Separación primaria de las fases: Reduce el momentum de las fases o cambio en la dirección del flujo de las mismas (deflectores, distribuidores de entrada).
- Reducción en oleaje o salpicaduras: Evita o reduce el “re-arrastre” de gotas de líquido por la corriente de gas (planchas rompe olas).
- Coalescencia de gotas muy pequeñas: Para separaciones líquido-gas, los eliminadores de niebla.
- Reducción del arrastre de burbujas de vapor/gas en la salida de líquido: rompe vórtices.
- Reducción mecánica de formación de espuma: placas rompe espuma.
- Limpieza interna de recipientes: Cuando se espera la presencia continua de sólidos que no pueden ser fácilmente removibles (tuberías internas).

A continuación se presenta una breve descripción de los internos mas usados en la IPPCN<sup>5</sup>:

### 2.5.1. Deflectores.

Los deflectores tienen una gran variedad de formas; pueden ser de placa, ángulo, cono, codo de 90°, o semiesfera. El diseño y forma del deflector depende principalmente del soporte requerido para resistir la carga de impacto a la cual es sometido. Estas fuerzas de impacto pueden llegar a desprender el elemento y ocasionar serios problemas de arrastre. Por lo general, estos internos presentan bajos costos y una eficiencia de operación aceptable (Ver Anexo N° 1).

#### 2.5.1.1. Codos de 90° como Deflectores de Entrada.

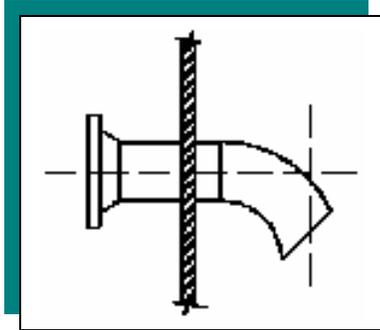
Pueden usarse codos de 90° como deflectores de entrada de la mezcla bifásica que entra al separador.

Las dimensiones estándares de los codos de 90°, se encuentran en la Tabla N° 1<sup>6</sup>. Si la velocidad de flujo es mayor que la máxima velocidad permisible para que no

---

<sup>5</sup> IPPCN: Industria Petrolera, Petroquímica y Carbonífera Nacional.

exista arrastre en la superficie de líquido cuando existe un codo de 90° en la boquilla de entrada de la mezcla, se tendrá que usar un distribuidor en la boquilla de entrada.



líquido en reposo evitando el arrastre.

Actualmente, se están equipando los separadores con codos de 90° pero con la salida cortada en ángulo (de 45° aproximadamente); según un estudio realizado por algunas empresas que se encargan de realizar el diseño de los equipos separadores, esta es una mejor práctica, pues así la mezcla no cae directamente sobre el

### 2.5.2. Distribuidores de Entrada.

Los distribuidores son aditamentos de tubería colocados perpendicularmente a la boquilla de entrada en la parte interna del separador, estos internos tienen ranuras u orificios por los cuales sale la mezcla a una baja velocidad ayudando a producir una distribución pareja de las fases en el área disponible de flujo, lo que favorece la separación de la mismas (Ver Anexo N° 1).

#### 2.5.2.1. Distribuidores en forma de “ T ” .

Este tipo de interno es aceptado como deflector de la mezcla bifásica de entrada al separador. Los distribuidores pueden ser de ranuras o de orificios; siempre serán más costosos que un codo de 90°, pero pueden soportar velocidades más altas sin que suceda arrastre en la superficie de líquido (Ver Anexo N° 2).

El ángulo de rociado es el mismo, tanto para el distribuidor de un separador vertical, como para un horizontal; lo que cambia es la dirección del chorro.

<sup>6</sup> Ver Tablas (Pág 165)

### 2.5.3. Eliminador de Niebla.

En una búsqueda por la optimización de los separadores, se han desarrollado estos dispositivos, los cuales mejoran la separación y disminuyen el arrastre que pudiese ocurrir, logrando eliminar generalmente las gotas con diámetros mayores a 8 micras.

Los eliminadores de niebla se fabrican en una gran variedad de materiales y numerosas configuraciones para optimizar la eficiencia de separación y adecuarse a varios ambientes, temperaturas de operación, entre otros (ver Anexo N° 3).



Existen varios tipos de eliminadores de niebla, entre los factores con los cuales se determina cual de ellos se ajusta mejor a una aplicación en particular están: la densidad y viscosidad del gas, la caída de presión, la velocidad del flujo y el contenido de gas. La propiedad del sistema que predomina al determinar la actuación del eliminador de niebla es la densidad de gas. Para una densidad de gas dada, el factor que determina el tamaño de la gota correcto que puede retener el eliminador de nieblas es principalmente la velocidad del gas. La densidad del líquido también influye en la eficiencia de la separación, pero el efecto es mas pequeño que los producidos por un cambio en la densidad o en la velocidad del gas. La proporción de volumen de líquido es importante porque determina la carga de vapor a la que ocurre el arrastre. Finalmente, la caída de presión influye en la actuación mecánica del proceso.

Cuando hablamos de la eficiencia de los eliminadores de niebla debemos tener en cuenta que existen varios parámetros que influyen en la variación de la misma, como lo son la caída de presión y la separación entre las láminas por donde pasará el flujo de gas. Por lo tanto, al momento de necesitar mejorar la eficiencia de separación, podemos variar ciertos parámetros como lo son: la caída de presión, el arrastre, la resistencia a la corrosión y el costo, de manera de diseñar un dispositivo que se adapte a las condiciones necesarias.

Entre los tipos de eliminadores de niebla, se tienen los siguientes:

### **2.5.3.1. Eliminador de Niebla tipo Ciclón.**

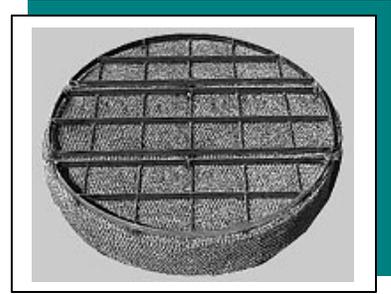
Estos dispositivos producen la separación debido a un cambio en la cantidad de movimiento de la corriente bifásica. Estos elementos tienen forma de ciclón, es decir, un cilindro hueco con aberturas que permiten la entrada de la corriente en forma tangencial. El gas gira en torno al eje del cilindro y abandona el dispositivo por la parte superior, mientras que las partículas líquidas por efecto de la fuerza centrífuga aplicada sobre ellas, golpean las paredes del elemento y debido a la diferencia de densidades salen desprendidas de la corriente goteando por la parte inferior. Su principal uso se limita a corrientes formadas básicamente por gas o cuando la diferencia de densidad relativa entre las fases es pequeña.

Un aspecto importante respecto a estos eliminadores es que la eficiencia de separación depende mucho de la velocidad del gas y por lo tanto del caudal manejado. Cuando este cae por debajo de los valores recomendados por el fabricante, la eficiencia de separación disminuye drásticamente, por esta razón no son recomendados cuando el flujo de alimentación es variable, como por ejemplo en los separadores de estaciones de flujo. Por otra parte, cuando la velocidad es muy alta se produce abrasión y desgaste excesivo, obligando al cambio frecuente del mismo y generando caídas de presión de hasta 140 pulg de agua.

Además del eliminador de niebla tipo ciclón, también están el tipo malla y el tipo vane. Estos dos últimos son los más usados actualmente en la empresa, y por lo tanto en los que se enfocará el estudio.

### 2.5.3.2. Eliminador de Niebla tipo Malla (“Mallas”).

Descrito en general como “malla de alambre”, consiste en un filtro trenzado de alambre, normalmente de acero inoxidable empacado en forma de esponja cilíndrica, con un espesor entre 3 y 7 pulgadas y una densidad entre 10 y 12 lb/pie<sup>3</sup> usando



un diámetro de alambre de 0.28 mm y provisiones para un volumen de huecos cercano al 98% del volumen total del

**Fig 2.5.** Eliminador de niebla tipo malla

**Fuente:** [www.amistco.com](http://www.amistco.com)

eliminador. Este elemento retiene las partículas líquidas hasta que adquieren un tamaño suficientemente grande como para que el peso supere tanto la tensión superficial como la acción de arrastre producida por el gas, y caigan uniéndose con la corriente líquida. Posee una de las más altas eficiencias de remoción y es preferido debido a su bajo costo de instalación.

Actualmente, estos eliminadores de niebla también se fabrican en un amplio rango de materiales plásticos, metálicos y de tejidos combinados.

El tamaño de este tipo de eliminador de niebla se determina considerando, normalmente uno de estos tres parámetros: la velocidad crítica del gas<sup>7</sup> para que ocurra la separación por gravedad, la velocidad de gas a la que ocurre el arrastre y la caída de presión. En la mayoría de los casos el parámetro que determina el tamaño del eliminador es la velocidad de gas, ya que si opera a muy bajas velocidades sólo las partículas muy grandes chocarán con los filamentos, mientras que las más pequeñas fluirán alrededor de los mismos con el gas y no serán extraídas; a muy altas velocidades, las partículas adheridas a los filamentos podrían ser arrastradas por la corriente de gas ocasionando efectos todavía mas perjudiciales. Sin embargo, si el volumen de líquido atrapado en el gas es grande (por ejemplo, mayor que 0.1%), entonces el parámetro influyente es la velocidad a la que ocurre el arrastre. Aunque la

caída de presión para este tipo de eliminadores de niebla es bastante pequeña, a veces se vuelve un factor determinante al momento de calcular el tamaño del eliminador de niebla.

La eficiencia del eliminador aumenta a medida que aumentamos el espesor de la almohadilla, así como también aumenta mientras la velocidad del flujo de gas se acerque al punto de menor arrastre. El espesor de estas mallas, es normalmente de 6 pulgadas. En algunos casos, el aumento de la eficiencia justifica el aumento del costo al aumentar el espesor de la misma. Sin embargo, no existe una relación directa entre dichos parámetros.

Estos eliminadores tienen la ventaja de que producen una baja caída de presión, y son altamente efectivos si la velocidad del gas puede mantenerse dentro de un rango apropiado (entre 10 y 15 pie/s). La desventaja principal respecto a los otros tipos de eliminadores radica en el hecho de que el gas es forzado a pasar a través del eliminador por los mismos canales por los que el líquido es drenado bajo la influencia de la gravedad, es decir, en el área libre del eliminador existe flujo en dos sentidos. Si no son especificados apropiadamente, puede suceder que:

1. El líquido no pueda abandonar el elemento y se acumule en éste,
2. El flujo de gas sea restringido como consecuencia de esta acumulación, y/o
3. La caída de presión llegue a tal valor que el líquido sea expulsado aguas abajo del separador, es decir, que sea arrastrado por la corriente de gas.

Entre otras de las desventajas que tienen estos dispositivos con respecto a otros eliminadores de niebla están:

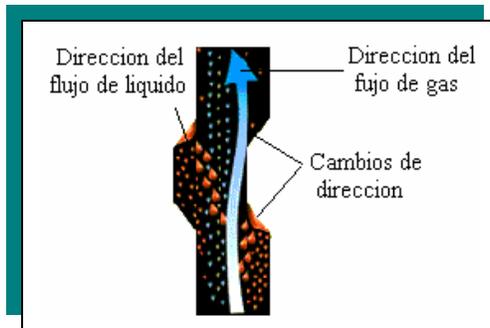
1. No son aptos para trabajar con sólidos pegajosos en la corriente de gas ó con servicios sucios, pues el sistema es propenso a obstruirse, y
2. La eficiencia de separación disminuye en presencia de espuma.

---

<sup>7</sup> Ver 2.6. (Fuerzas de gravedad y arrastre)

### 2.5.3.3. Eliminador de Niebla tipo Aleta.

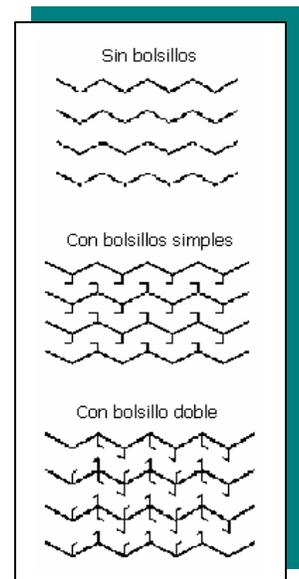
Los eliminadores tipo aleta, también conocidos como eliminadores de láminas corrugadas ó vanes, consisten en un laberinto formado por láminas de metal colocadas paralelamente con perfil sinusoidal o en zig-zag, con una serie de bolsillos recolectores de líquido. Los diseños de unidades tipo aleta típicamente capturan gotas de niebla de 10 micras y mayores.



Los eliminadores de niebla tipo aleta remueven las gotas de líquido presentes en la corriente gaseosa por el proceso de impacto inercial. El gas es conducido entre las placas, sometido a sucesivos cambios de dirección y velocidad, mientras que las partículas

líquidas tienden a seguir en línea recta chocando con las paredes del vane y, si los tienen, son atrapadas en los bolsillos del eliminador. Una vez allí, coalescen y son conducidas en dirección perpendicular al flujo de gas hasta el fondo del recipiente.

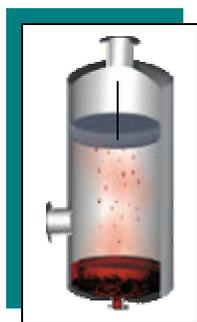
Entre los vanes existen tres tipos, el primero conocido como Chevrón, que no posee bolsillos para la recolección de líquido y por lo general proporciona eficiencias de alrededor de 99.99% de remoción de partículas de 40 micras y más. Los vanes con bolsillo simple se utilizan cuando se requiere remover partículas de menor diámetro con altas eficiencias de separación (Amistco Separation Products, fabrica vanes con bolsillo simple para 100% de remoción de partículas de 15–30 micras de diámetro, mientras que Burgess Manning Separation ofrece dichos internos con una eficiencia del 99.99% de remoción de partículas de 8 –



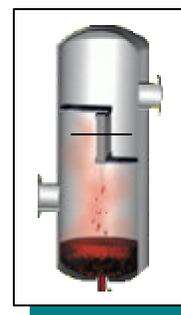
**Figura 2.6.** Modelos de extractores de niebla tipo vanes

10 micras de diámetro) y los de doble bolsillo (los que fabrica Amistco Separation Products para 100% de remoción de partículas de 8–10 micras de diámetro, y los que fabrica Burger Manning Separation con un 99.99% de eficiencia para diámetros de partículas de 6 micras). Los modelos estándares por lo general, presentan una profundidad de 8–9 pulg.

Los vanes con bolsillo doble crean una “ruta más tortuosa” que los diseños de vanes estándar. Estas unidades incrementan en efecto, la facilidad de los eliminadores de niebla para capturar más gotas en una trayectoria dada y aumenta substancialmente su capacidad. El diseño de los vanes de doble caja es excelente para utilizarse en las plataformas marinas y en otras aplicaciones de espacios reducidos.



Siempre es preferible una orientación de flujo horizontal a una vertical. En el flujo vertical, el drenado es más difícil porque la dirección del líquido que cae es opuesta a la del gas, que sube. En el flujo horizontal, la dirección del gas que sube forma un flujo cruzado con la dirección del



líquido que cae. Como resultado se logra un drenado mayor de líquido.

La eficiencia de una unidad tipo aleta depende por completo de las configuraciones individuales de la aleta, del ancho y la profundidad de los colectores del líquido y del espacio entre las aletas. La caída de presión hallada en tales unidades varía normalmente entre 2 y 6 pulgs de agua, dependiendo del tamaño de la unidad.

La ventaja de este eliminador es su durabilidad. Adicionalmente, debido a que se construyen en forma compacta no son propensos a desarmarse. Las ventajas de este tipo de extractor sobre el tipo malla son: mayor capacidad para cargas líquidas, mayor eficiencia de operación con líquidos muy viscosos y moderados sistemas espumantes, posibilidad de operar con moderadas cantidades de sólido sin que ocurra

taponamiento, y oportunidad de disminuir el diámetro del recipiente aún más debido a las mayores velocidades permitidas del gas.

Las desventajas son su susceptibilidad a taponarse cuando manejan crudos parafinosos o asfálticos, su alto costo en relación a los otros tipos de eliminadores y su menor eficiencia. Sin embargo, la eficiencia puede aumentarse con la adición de bolsillos o ganchos en las paredes del vane para favorecer la extracción de las partículas líquidas.

#### **2.5.3.4. Eliminador de Niebla tipo Malla vs tipo Aleta:**

**1. Servicio sucio:** Los líquidos con características sucias pueden manejarse mejor utilizando una unidad de vanes en lugar de una de malla. Debido a sus amplios patrones de flujo y a los mayores espesores de las láminas, las unidades del tipo vanes se adaptan mejor que las de mallas para separar líquidos sucios, pues las mallas tienen aberturas muy intrincadas y utilizan material de alambre muy delgado.

**2. Carga alta de líquido:** Una carga de líquido mayor de 5 gpm/pie<sup>2</sup> puede causar inundación en un eliminador de nieblas del tipo de mallas. Una unidad del tipo de vanes está diseñada para manejar hasta 10 gpm/pie<sup>2</sup> de flujo de líquido.

**3. Alta velocidad (limitaciones de espacio):** Cuando se redimensiona un recipiente existente, el área de instalación a menudo es inadecuada para una malla en una configuración horizontal. En otros casos, la alta velocidad del gas disuade del uso de mallas, por lo que se recomienda una unidad del tipo de vanes en configuración vertical (flujo horizontal). En las unidades del tipo de vanes, el requerimiento de área del eliminador de niebla disminuye ya que está diseñado para operar a velocidades de gas más altas que las de mallas.

**4. Mantenimiento:** La dificultad en el reemplazo de los eliminadores de niebla debido a su localización y a que operan continuamente, puede volver impráctico el uso

de eliminadores de niebla del tipo de malla ya que estos requieren de continuo mantenimiento, mientras que los eliminadores de niebla del tipo vanes requieren muy poco o cero mantenimiento después de su instalación. La única excepción es cuando hay sólidos en exceso que tapan las hojas de dicha unidad.

**5. Costo:** Los eliminadores tipo malla son preferidos debido a su bajo costo tanto de fabricación, como de instalación; pues los eliminadores tipo aleta presentan un alto costo.

**6. Baja caída de presión:** Debido al ancho espaciado entre las hojas, las unidades del tipo de vanes tienen baja caída de presión comparadas a las unidades del tipo de malla. Típicamente, la caída de presión es menor a una pulgada de columna de agua.

**7. Picos de los procesos:** Algunos procesos experimentan picos súbitos en el flujo. Durante un pico muy elevado, una malla puede dañarse más fácilmente. La construcción de una unidad del tipo de vanes es más durable y resistente a cualquier daño bajo condiciones de alta velocidad del flujo.

**8. Formación de espuma:** Los procesos que tienen problemas de espumas pueden solucionarse con el uso de una unidad del tipo vanes. Dichas unidades trabajan como rompedores de espumas y pueden utilizarse para reducir la carga de un eliminador de nieblas que se coloque posteriormente a él.

**9. Eficiencia de Remoción:** Los eliminadores tipo malla poseen una de las más altas eficiencias de remoción siempre y cuando se manejen crudos limpios, siguiéndolos los eliminadores tipo aleta con bolsillos dobles, luego los de bolsillos simples y por último los que no poseen bolsillos.

**10. Cuándo utilizar una combinación de Vanes y Mallas:** Las combinaciones de vanes y mallas separan de manera efectiva los sólidos, los líquidos y los gases. Normalmente, las unidades del tipo vanes se instalan previamente en el flujo para remover las partículas sólidas y las gotas grandes de niebla. Las unidades del tipo de mallas se instalan posteriormente para remover las gotas finas de niebla (10 micras y menores).

La tabla 2.1. presenta criterios más generalizados acerca de los tipos de internos de entrada recomendados por las normas PDVSA para algunos separadores específicos, basados en la orientación del separador (vertical u horizontal), y otras características del separador bajo estudio.

TIPO DE SEPARADOR	APLICACIÓN	TIPO DE INTERNO DE ENTRADA
Vertical	Todos los separadores con malla	Distribuidor "T" con ranuras
	Separadores sin malla, siempre y cuando el régimen de flujo en la boquilla de entrada no sea flujo tapón ni de burbuja	Boquilla simple de entrada
	Cuando el régimen de flujo en la boquilla de entrada es flujo tapón o burbuja	Distribuidor "T" con ranuras
Horizontal	Separadores con malla	Un distribuidor "T" con ranuras o un codo de 90° a cada extremo del tambor. Estas entradas deberían apuntar hacia la tapa más cercana
	Separadores sin malla	Distribuidor (es) con ranuras o codo (s) de 90° apuntando hacia la tapa mas cercana

**Tabla 2.1.** Tipos de internos de entrada recomendados para algunos servicios específicos

**Fuente:** Manual de diseño de proceso. Separadores Líquido–Vapor. PDVSA

#### **2.5.4. Rompe Vórtices.**

Cuando un líquido es drenado de un recipiente se pueden producir condiciones que originen la formación de un remolino. Este efecto en los separadores ocasiona el escape de la fase gaseosa por la boquilla de desalojo de líquido, lo cual es indeseable sobre todo desde el punto de vista de seguridad. Para solventar este problema es usual dotar a los recipientes de elementos que obstruyan o dificulten la formación de remolinos. Entre los tipos de rompe vórtices se encuentran:

##### **2.5.4.1. Placa Rompe Vórtice.**

Es una placa circular horizontal, que se instala sobre la boquilla de salida de líquido, según lo mostrado en el Anexo N° 5. Es el rompe vórtice más económico de los usados por PDVSA, y en la mayoría de los casos puede utilizarse.

##### **2.5.4.2. Rompe Vórtice tipo Rejilla.**

El rompe vórtice tipo rejilla, consiste en tres láminas horizontales cuadradas de rejilla, y es el más efectivo disponible; se recomienda cuando es difícil colocar una placa rompe vórtice (boquilla muy grande de salida de líquido), o cuando se tienen salidas múltiples de líquido. Es más costoso que el rompe vórtice tipo placa, y sus dimensiones típicas se presentan en el Anexo N° 5.

##### **2.5.5. Tuberías Internas.**

Cuando se manejan crudos y productos sucios, es recomendable adecuar tanto el separador horizontal como el vertical, con un sistema interno de tuberías que permitan la inyección de agua, vapor o solventes para eliminar las impurezas que se depositan en el separador durante su operación o para desplazar a los hidrocarburos antes de proceder a la apertura del recipiente, por lo cual estos internos son muy útiles cuando se efectúan paradas por mantenimiento (Ver Anexo N° 4).

### **2.5.6. Desarenadores y Drenajes.**

Estos dos internos trabajan en conjunto pues ambos son utilizados para desalojar la unidad de sedimentos (básicamente arena), que pudiesen acumularse con el tiempo. Los desarenadores no son más que salidas de agua a una cierta presión para remover los sedimentos depositados. Una vez que se realice este procedimiento se abren las válvulas de drenaje para limpiar totalmente el separador.

### **2.5.7. Placas Rompe Espuma.**

Este interno consiste en una serie de placas paralelas longitudinales colocadas en la zona de retención de líquidos de los separadores horizontales. Estas placas evitan que las burbujas de gas que ascienden a través del líquido produzcan la agitación necesaria para formar la espuma (Ver Anexo N° 4).

### **2.5.8. Planchas Rompe Olas.**

Cuando se tienen separadores horizontales muy largos, se debe evitar la propagación de las ondulaciones y los cambios de nivel en dirección longitudinal que son producidos por la entrada súbita de tapones de líquido dentro del separador. Para eliminar dichas ondulaciones es usual colocar placas en sentido transversal al separador, conocidas como rompe olas. Dichas placas son de gran utilidad para las labores de control de nivel, evitando medidas erróneas producto del oleaje interno (Ver Anexo N° 4).

## **2.6. PRINCIPIOS DE SEPARACIÓN.**

En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos y el efecto que sobre éstos puedan tener las diferentes fuerzas o principios físicos.

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de mezclas líquido–gas son: el momentum ó cantidad de movimiento, las fuerzas de gravedad y arrastre y la coalescencia. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero

siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

A continuación se explicarán brevemente los principios fundamentales de separación:

**1. Momentum (Cantidad de Movimiento).** Fluidos con diferentes densidades tienen diferentes momentum. Si una corriente de dos fases cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permiten que la partículas de la fase pesada se muevan tan rápidamente como las de la fase liviana, este fenómeno provoca la separación.

**2. Fuerzas de Gravedad y Arrastre.** Las gotas de líquido se separan de la fase gaseosa, debido a que la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre del fluido de gas sobre la gota. El equilibrio de estas fuerzas definen la velocidad crítica del gas, la cual matemáticamente se presenta usando la siguiente ecuación:

$$V_t = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot D_p \cdot (r_L - r_G)}{3 \cdot r_G \cdot C}} \dots \text{Ec. 2.1.}$$

donde:

$C$ ... Coeficiente de arrastre que depende del número de Reynolds [adimensional].

$D_p$ ... Diámetro de la gota [pie] , [m].

$g$ ... Aceleración de la gravedad [32.174 pie/s<sup>2</sup>] , [9.80665 m/s<sup>2</sup>].

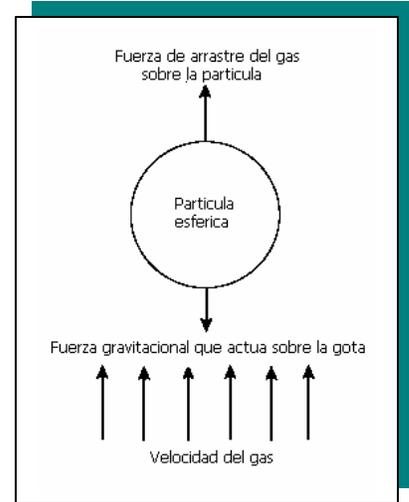
$V_t$ ... Velocidad crítica del gas [pie/s] , [m/s].

$r_G$ ... Densidad del gas en condiciones de operación [lb/pie<sup>3</sup>] , [kg/m<sup>3</sup>].

$r_L$ ... Densidad del líquido en condiciones de operación [lb/pie<sup>3</sup>] , [kg/m<sup>3</sup>].

La ecuación anterior representa la descripción matemática de las fuerzas que actúan sobre la gota (ver figura 2.5.). Las gotas se separan de la fase gaseosa si la fuerza gravitacional que actúa sobre la gota es mayor que la fuerza de arrastre del gas sobre la partícula.

El coeficiente de arrastre es una función de la geometría de la partícula y el número de Reynolds del gas que fluye. Para los propósitos de esta ecuación la forma o geometría de la partícula es esférica.



**Figura 2.7.** Fuerzas que actúan sobre la gota  
Fuente. GPSA. Section 7. Separators and filters.

El número de Reynolds se define como<sup>8</sup>:

$$Re = \frac{1488 \cdot D_p \cdot V_t \cdot \rho_G}{\mu_G} \dots \text{Ec. 2.2.}$$

donde:

$D_p$ ... Diámetro de la gota [pie] , [m].

$Re$ ... Número de Reynolds [adimensional].

$V_t$ ... Velocidad terminal de la gota de líquido [pie/s] , [m/s].

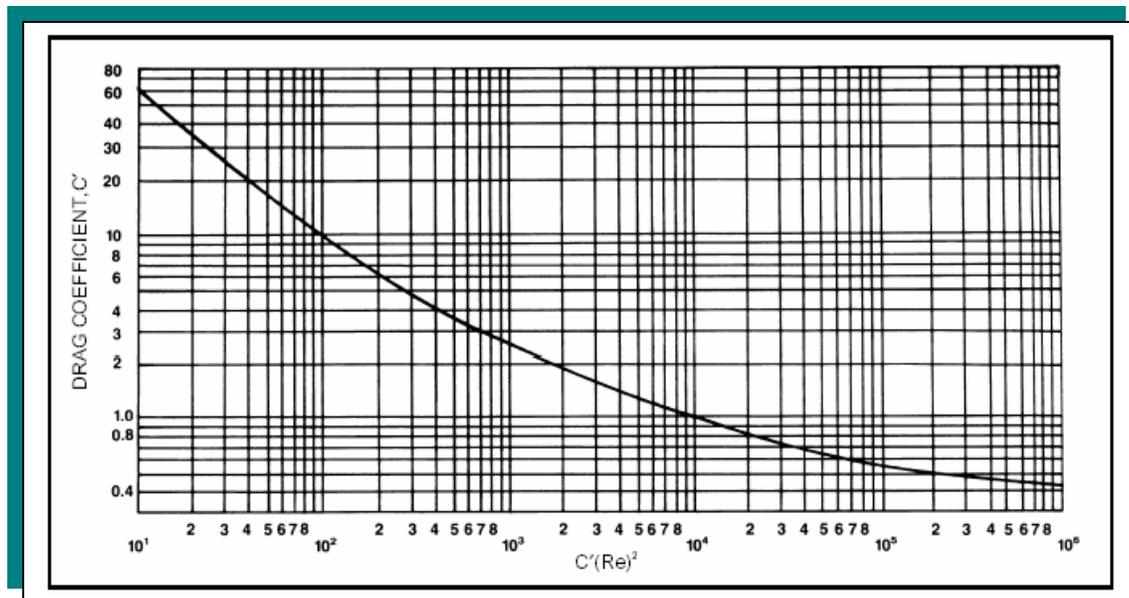
$\mu_G$ ... Viscosidad del gas en condiciones de operación [cP] , [mPa.s].

$\rho_G$ ... Densidad del gas en condiciones de operación [lb/pie<sup>3</sup>] , [kg/m<sup>3</sup>].

Se requiere una solución de ensayo y error para resolver las ecuaciones ya que tanto el diámetro de la gota como la velocidad crítica del gas son variables desconocidas. Para solucionar este problema, en la figura 2.9., se tiene al coeficiente de arrastre ( $C'$ ) como función del producto de él mismo y el número de Reynolds al cuadrado. Ésta técnica simplifica la búsqueda de este coeficiente ya que la abscisa viene dada por la siguiente ecuación:

$$C'(\text{Re})^2 = \frac{(0.95 \cdot 10^8) \cdot r_G \cdot (\text{Dp})^3 \cdot (r_L - r_G)}{m_G^2} \dots \text{Ec. 2.3.}$$

donde los parámetros involucrados en la ecuación son los mismos que los de las ecuaciones 2.1. y 2.2. y deben introducirse con las mismas unidades.



**Figura 2.8.** Coeficiente de arrastre vs.  $C' \times (\text{Re})^2$   
**Fuente:** Manual GPSA (Separators and Filters)

El asentamiento por gravedad es un mecanismo muy utilizado por la sencillez y simplicidad del separador necesario.

**3. Fuerza Centrifuga (Inercia).** Cuando la materia se encuentra en movimiento, ofrece una resistencia al cambio de dirección ya que tiende a moverse en línea recta.

Cuando una corriente bifásica cambia de dirección, sucede lo mismo, las gotas de líquido debido a su mayor densidad, ofrecen una mayor resistencia al cambio de

<sup>8</sup> Bibliografía (3)

dirección (usualmente la salida de gas se encuentra en el tope) y tienden a continuar su viaje en línea recta, debido a esto, resulta una colisión de las partículas líquidas con las paredes del separador. Ya que la mayoría de las operaciones de separación en las refinерías y áreas de producción involucran partículas líquidas densas en un gas menos denso, las partículas pueden ser separadas por medio de la fuerza centrífuga; este principio solo aplica a grandes volúmenes de gas y grandes gotas de líquido.

**4. Fuerza de Choque o Impacto.** La fuerza de choque es probablemente uno de los principios más usados para la separación de pequeñas partículas en las operaciones gas-líquido. Este principio se basa en la acción mediante la cual se induce al fluido a chocar para producir la separación primaria de los hidrocarburos en gas y petróleo, o separar las partículas líquidas que transporte el gas. En este renglón entran los llamados extractores de niebla.

**5. Coalescencia.** Las gotas muy pequeñas que no pueden ser separadas por gravedad, se unen por medio del fenómeno de coalescencia para formar gotas mayores, éstas se acercan lo suficientemente como para superar las tensiones superficiales individuales y poder de esta forma separarse de la corriente gaseosa por gravedad.

**6. Filtración.** El procedimiento de Filtración consiste en retener partículas sólidas por medio de una barrera, la cual puede consistir en mallas, fibras, material poroso o un relleno sólido.

## 2.7. PROCESO DE SEPARACIÓN.

En el caso de mezclas líquido–gas, la mezcla de fases entra al separador y, si existe, choca contra un aditamento interno ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación gruesa de las fases. Seguidamente, en la sección de decantación del separador, actúa la fuerza de gravedad sobre el fluido permitiendo que el líquido abandone la fase gaseosa y caiga hacia el fondo del separador (sección de acumulación de líquido). Esta sección provee del tiempo de retención suficiente para que las burbujas de gas que aún se encuentran atrapadas en el líquido, puedan incorporarse de nuevo a la corriente de gas.

El gas fluye hacia el tope de la unidad y a medida que esto ocurre, algunas gotas de líquido caen por asentamiento al fondo del separador. Por último, la corriente de gas pasa a través del extractor de niebla (si el separador posee alguno), en donde quedan atrapadas las gotas de líquido más pequeñas para luego volver a la corriente de líquido.

Normalmente, pueden identificarse cuatro zonas principales en los separadores (Ver Anexo N° 6)<sup>9</sup>:

**1. Separación Primaria.** El cambio en la cantidad de movimiento de las fases a la entrada del separador genera la separación gruesa de las fases. Esta zona incluye las boquillas y los aditamentos de entrada.

**2. Separación Secundaria.** En esta sección se eliminan las gotas más pequeñas de líquido dispersas en la corriente gaseosa. El gas se desplaza a una velocidad relativamente baja con poca turbulencia, con la finalidad de que la velocidad de caída de las partículas sea superior a la proporcionada por el arrastre de gas y se separen la mayor cantidad posible de gotas líquidas. Sin embargo, la eficiencia de esta sección depende principalmente de las propiedades de los fluidos que se desean separar, del tamaño de las gotas de líquido y del grado de turbulencia del gas. Por lo general, ocupa la mayor porción

---

<sup>9</sup> Bibliografía (10)

del recipiente, ya que se requieren de distancias apreciables que proporcionen el espacio necesario para la caída de las partículas.

**3. Separación por Coalescencia.** En ciertas situaciones, no es aceptable que gotas muy finas de la fase líquida sean arrastradas en la fase gaseosa, por ello es necesario que, por coalescencia, tales gotas finas alcancen un tamaño lo suficientemente grande para separarse por gravedad; para lograrlo se hace necesario tener elementos como los eliminadores de niebla o mallas.

**4. Recolección de las Fases Líquidas.** En esta sección se recogen todas las porciones de líquido extraídas en las tres zonas anteriormente nombradas. Debe poseer suficiente capacidad para almacenar la cantidad de líquido que se desee, además de prever excesos en la alimentación y proporcionar el espacio necesario para una eficiente separación de las burbujas de gas presentes en el líquido.

## 2.8. CAPACIDAD DE LOS SEPARADORES.

La clasificación de las capacidades de los separadores de petróleo y gas convencionales es “nominal”<sup>10</sup>. Estas clasificaciones se determinan por cálculo y comúnmente se verifican por pruebas de campo. Las capacidades de los separadores de petróleo y gas dependen de ciertos parámetros como lo son:

1. Diámetro y longitud del recipiente separador,
2. Diseño y arreglo de los internos del separador,
3. Características físicas y químicas de los fluidos a separar (gravedad, viscosidad, etc.),
4. Presión y temperatura de diseño del separador,
5. Nivel de líquido mantenido en el separador,
6. Patrón del flujo de fluido a separar,

---

<sup>10</sup> A presión y temperatura normales (14,7 psi y 60 F)

7. Material extraño contenido en el fluido, y
8. Tendencia del petróleo a espumar.

Las capacidades tanto de gas como de líquido que puede manejar un equipo separador pueden obtenerse de las curvas presentadas en las figuras 2.9. a 2.12. En los cálculos con los que se realizaron las curvas, se asume que la separación líquido–gas se logra por diferencia de densidades entre ambas fases, y por la velocidad del gas dentro del separador. Velocidades netas relativas del gas en separadores se seleccionaron para obtener separación de todas las partículas líquidas de niebla de 100 micras de diámetro o mayores. Se asume que los extractores de niebla usados en los separadores afectarán la separación de las partículas de niebla líquida hacia abajo aproximadamente de 30 micras de diámetro.

### **2.8.1. Capacidad de los Separadores Verticales.**

La capacidad gasífera de un separador vertical (ver figura 2.9.) es directamente proporcional al área de la sección transversal del separador. La capacidad líquida de un separador vertical (ver figura 2.10.) está influenciada por el volumen de acumulación de petróleo en la respectiva sección del recipiente. La profundidad líquida óptima depende del diseño del separador y de las características del líquido que está siendo separado.

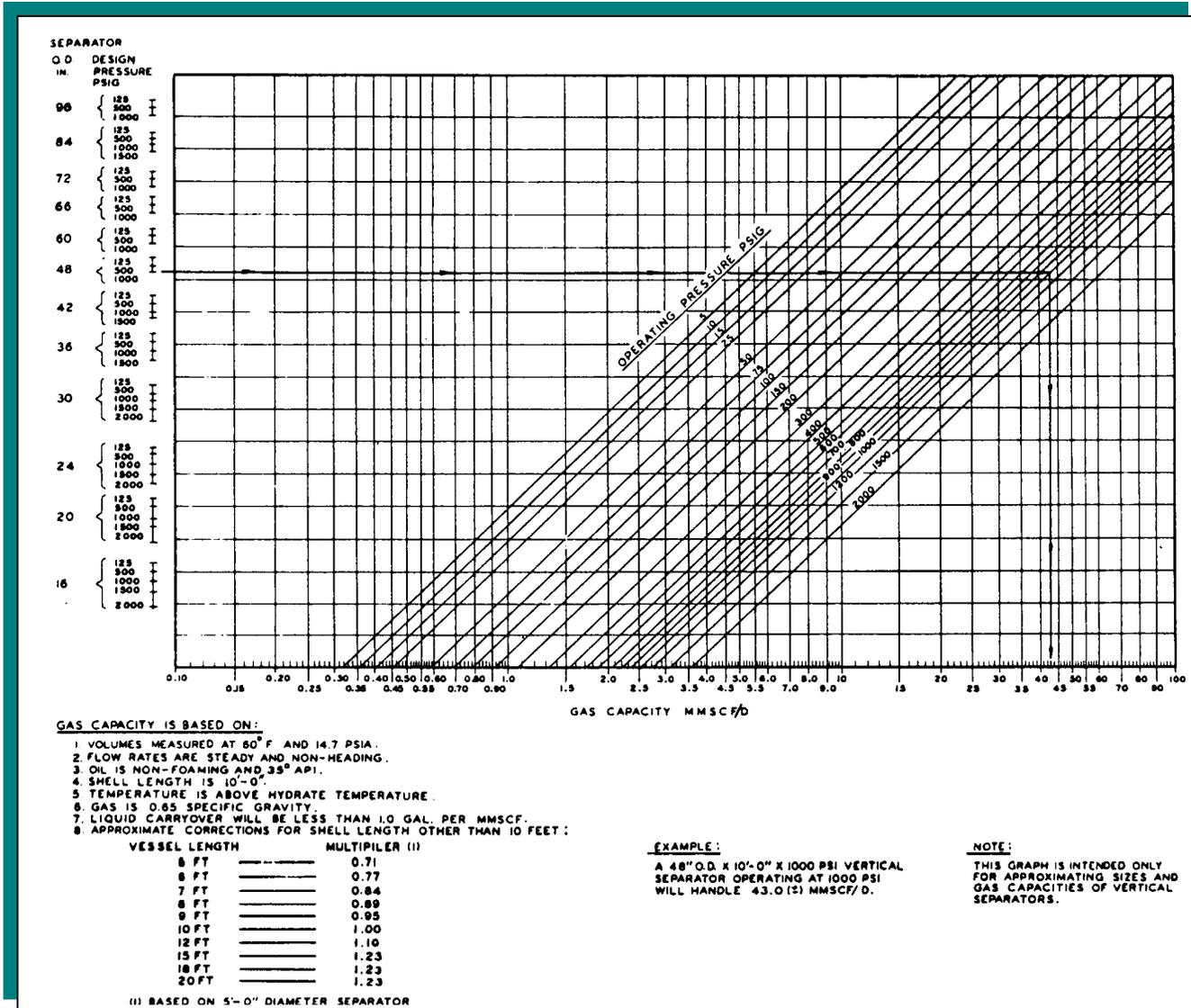
### **2.8.2. Capacidad de los Separadores Horizontales.**

La capacidad para manejar gas de un separador horizontal (ver figura 2.11.) es proporcional al área transversal del recipiente disponible para el flujo de gas. Así, el diámetro de un separador horizontal y la profundidad del líquido determinan su capacidad para manejar gas para una combinación dada de condiciones. La capacidad líquida de un separador horizontal (ver figura 2.12.) depende tanto del tiempo de retención como del volumen de líquido que manejará el separador. Esta capacidad volumétrica es determinada con el diámetro de la carcasa, la longitud de la misma, y la profundidad del líquido. La capacidad de líquido en este tipo de separadores cambia en forma proporcional al cambio que se realice en la longitud de la carcasa.

La presión de operación de un separador depende tanto de la presión fluyente del múltiple como de la relativa cantidad de gas natural presente en la fase líquida. De acuerdo con el diagrama de fases, un cambio en esta presión, afecta las densidades del gas y del líquido, la velocidad de los fluidos y el volumen actual de la mezcla. El efecto neto de un incremento en la presión, es un incremento en la capacidad de gas del separador, expresada en pcs<sup>11</sup>. La temperatura afecta la capacidad del separador, solamente si afecta el volumen actual de la mezcla y las densidades del gas y del líquido. El efecto neto de un incremento de la temperatura, es una disminución en la capacidad de separación.

---

<sup>11</sup> pcs : pié cúbico standard



**Figura 2.9.** Capacidad Gasífera de un Separador Vertical  
**Fuente:** Equipment design handbook for refineries and chemical plants

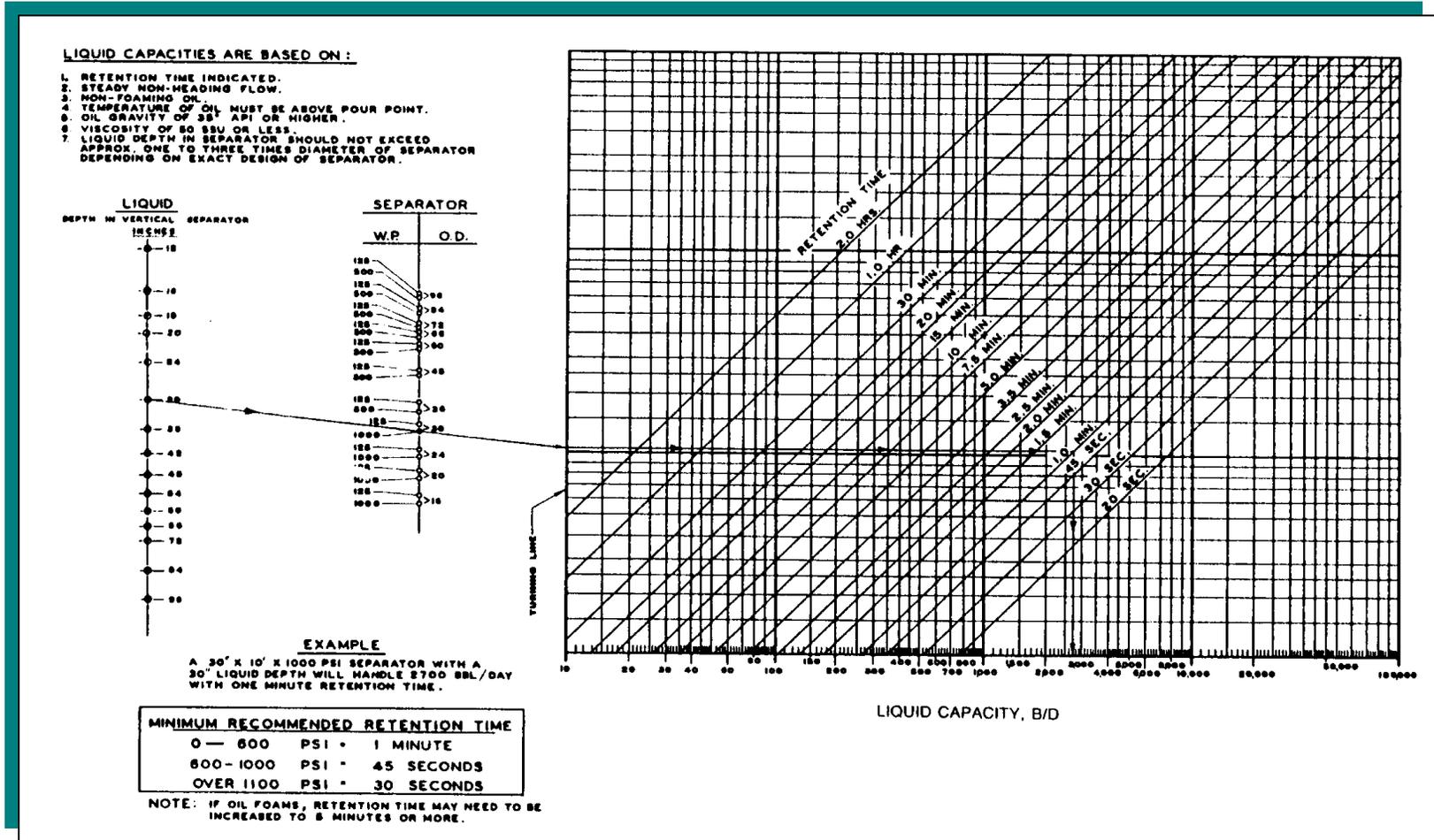


Figura 2.10. Capacidad Líquida de un Separador Vertical  
Fuente: Equipment design handbook for refineries and chemical

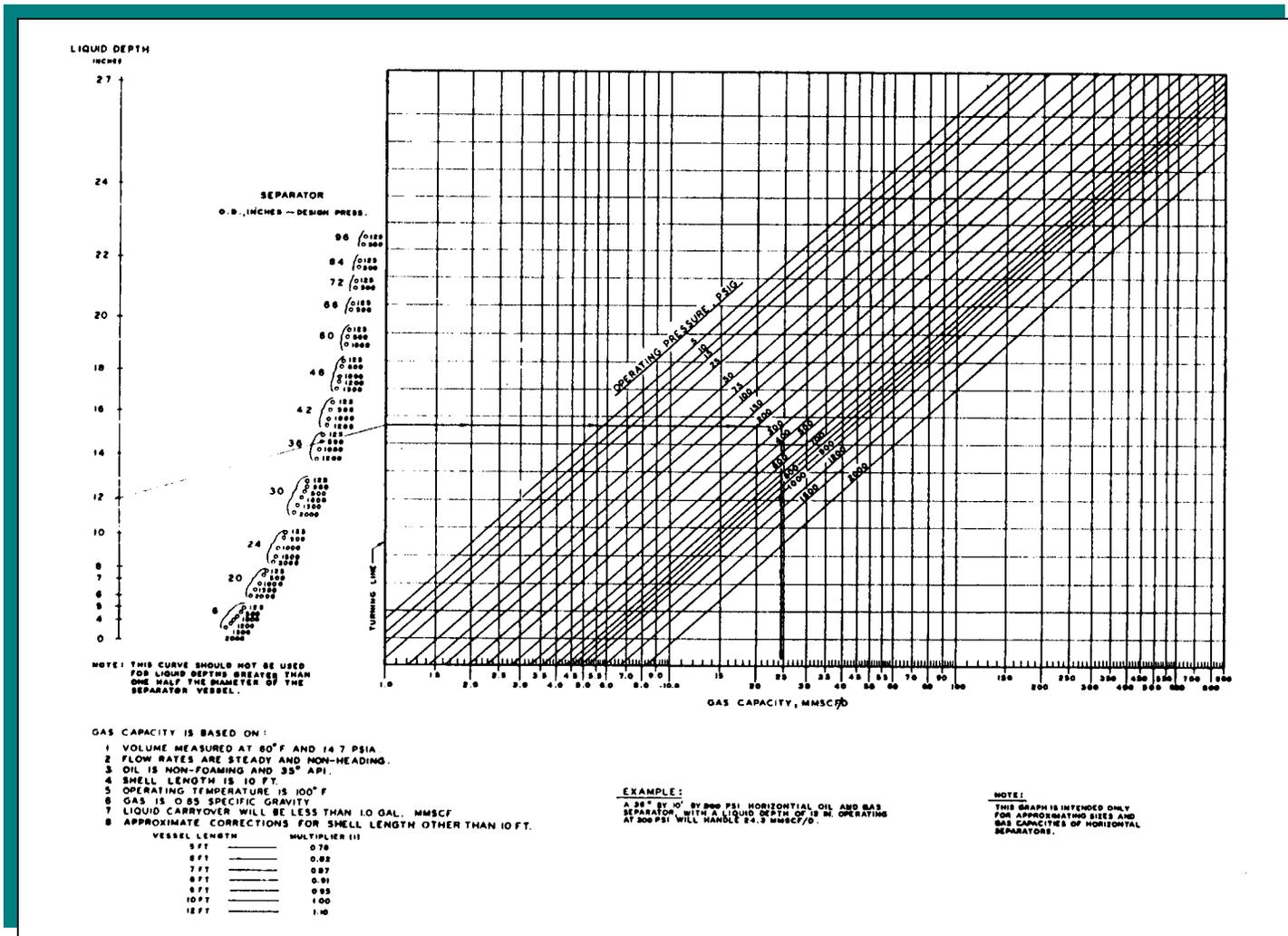


Figura 2.11. Capacidad Gasífera de un Separador Horizontal  
Fuente: Equipment design handbook for refineries and chemical

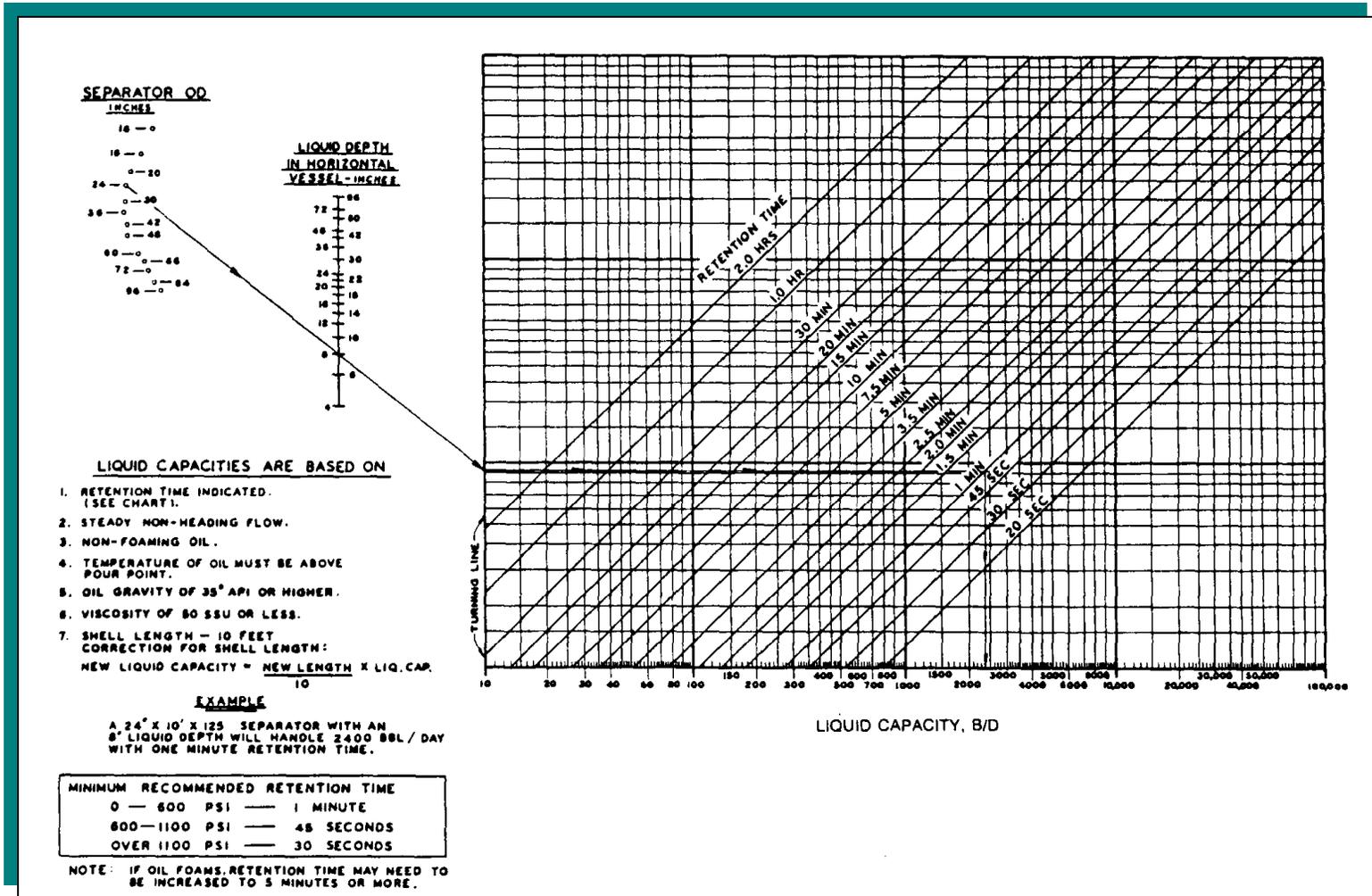


Figura 2.12. Capacidad Líquida de un Separador Horizontal  
Fuente: Equipment design handbook for refineries and chemical

## 2.9. PROBLEMAS ESPECIALES EN LA SEPARACIÓN.

A nivel de operación, es muy frecuente conseguir problemas cuando existe formación de espuma, flujo de avance, bajas temperaturas, arena, emulsiones, arrastre y succión, materiales pegajosos y erosión.

1. **Formación de espuma.** Con frecuencia, la espuma es causada por las impurezas presentes en el crudo. Muchos productos químicos, como los inhibidores y anticorrosivos agregados directamente a las tuberías, son también formadores de espuma. Otra de las causas de este problema puede ser el incremento del volumen de operación del gas por encima de los niveles que el separador está en capacidad de manejar, lo cual aumenta la velocidad en el sistema, y por consiguiente la formación de espuma. Generalmente, si se sabe que se formará espuma dentro del recipiente antes de instalarlo, pueden incorporarse deflectores de espuma como el método más económico de eliminar el problema. Sin embargo, en algunos casos puede ser necesario resolver un problema en particular, usando soluciones más efectivas como agregar longitud extra al recipiente, usar aditivos químicos, colocar platos paralelos, proporcionar calor al separador, o incrementar el tiempo de retención de líquido. Un caso específico de esta situación son los separadores de producción (gas–petróleo o gas–petróleo–agua). La presencia de espuma puede ocasionar dificultades para controlar el nivel del líquido; inconvenientes para obtener las condiciones óptimas para separar el gas del líquido, debido al volumen que ella ocupa, y existe la 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.

Es importante señalar que el espumaje depende, entre otros parámetros, de la presión de operación y de las características del líquido en las condiciones de separación.

Para agrupar los factores que producen la espuma, podemos clasificar a la espuma en dos tipos según su origen:

- Espumas de origen mecánico. Aquellas que se producen como consecuencia de los volúmenes o velocidades del fluido demasiado altos dentro del separador, y
- Espumas de tipo químico. Formadas por el uso de productos químicos, que se convierten en generadores de espuma.

2. **Flujo de avance.** Algunas líneas de flujo bifásico muestran la tendencia a un tipo de flujo inestable, de oleaje, que se denomina flujo de avance. Obviamente la presencia del flujo de avance requiere incluir placas rompe olas en el separador.
3. **Bajas temperaturas.** Cualquier gas natural o gas asociado contiene vapor de agua; cuando la temperatura baja o la presión aumenta, esta agua puede condensarse y causar formación de hidratos de gas. Una forma de resolver el problema puede ser mediante calentamiento.
4. **Arena.** Es posible que una numerosa cantidad de arena pueda ser arrastrada con el crudo, por lo cual, los separadores que presten servicio a este petróleo arenoso deben disponer de aberturas para la limpieza, las cuales pueden ser drenajes o desarenadores. La arena es un problema puesto que puede dificultar la función óptima de una válvula o de ciertos internos del separador, ocasionar la erosión y corte de válvulas y líneas, y más aún, al depositarse en el fondo del separador, podría estar ocupando un espacio vital para una separación positiva.
5. **Emulsiones.** Las emulsiones pueden ser un problema particular en los separadores trifásicos, ya que generan un efecto adverso en los controladores de nivel. En adición, la emulsión generalmente hace decrecer la eficiencia de la separación puesto que los tiempos de residencia tanto del crudo como del agua

disminuyen. A veces disminuye esta dificultad cuando se agregan químicos, calor u otro tratamiento.

- 6. Arrastre y succión.** El arrastre y la succión son dos problemas operacionales comunes. El primero de ellos ocurre cuando el líquido libre escapa con la fase gaseosa, lo cual puede ser consecuencia de un alto nivel de líquido, daños en internos del separador, espumosis, diseño inapropiado, salidas de líquido obstruidas o la excedencia de la velocidad de diseño de la unidad.

La succión ocurre cuando el gas libre escapa conjuntamente con la fase líquida, lo cual puede ser una indicación de bajo nivel de líquido, formación de vórtice, o una falla en el controlador de nivel.

- 7. Materiales pegajosos.** Alimentaciones con materiales pegajosos, como es el caso de crudos parafinosos, pueden presentar problemas operativos, debido al ensuciamiento de los elementos internos.
- 8. Erosión.** Para controlar éste parámetro, se define una velocidad de erosión, la cual es la máxima velocidad que se puede permitir para que la erosión que se produzca sea aceptable o aquella por encima de la cual el desgaste del material es inaceptable.

La fórmula frecuentemente utilizada para medir la velocidad de erosión, es la siguiente<sup>12</sup>:

$$V_e = \frac{C^*}{\sqrt{r}} \dots \text{Ec.2.4.}$$

donde:

C\*... Constante que normalmente se aplica igual a 100 para servicio continuo y 125 para el servicio intermitente.

$V_e$ ... Velocidad de erosión [pie/s] , [m/s].

?... Densidad del fluido en condiciones de operación [lb/pie<sup>3</sup>] , [kg/m<sup>3</sup>].

## 2.10. CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO DEL SEPARADOR.

### 2.10.1. Consideraciones Iniciales.

Para el diseño adecuado de un separador líquido–gas, es necesario tomar en cuenta los siguientes puntos<sup>13</sup>:

1. Las normativas requeridas,
2. Los criterios de diseño,
3. Los flujos de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidos dentro de los límites adecuados que permitan su separación a través de las fuerzas gravitacionales y que establezcan el equilibrio entre ambas fases,
4. La turbulencia que ocurre en la sección ocupada principalmente por el gas debe ser minimizada,
5. La acumulación de espuma y partículas contaminantes deben ser controladas,
6. Los fluidos no deben ponerse en contacto una vez separados,
7. Las regiones del separador donde se puedan acumular sólidos deben, en lo posible, estar provistos de facilidades adecuadas para su remoción, y
8. El separador será provisto de la instrumentación adecuada para su funcionamiento adecuado y seguro en el marco de la unidad/planta a la que pertenece.

### 2.10.2. Definiciones.

1. **Velocidad del Gas.** Es una velocidad calculada empíricamente que se utiliza para asegurar que la velocidad superficial del gas, sea lo suficientemente baja para prevenir un arrastre excesivo de líquido. La velocidad del gas en el recipiente se

---

<sup>12</sup> Bibliografía (5)

<sup>13</sup> Bibliografía (5)

puede predecir mediante las relaciones que se derivan de la ley de caída de Newton mediante la siguiente ecuación<sup>14</sup>:

$$V_G' = K \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \dots \text{Ec. 2.5.}$$

donde:

K... Factor de diseño para el cálculo de la velocidad del gas [adimensional].

$V_G'$ ... Velocidad del gas máxima permisible en el recipiente [pie/s] , [m/s].

$\rho_G$ ... Densidad del gas en condiciones de operación [lb/pie<sup>3</sup>] , [kg/m<sup>3</sup>].

$\rho_L$ ... Densidad del líquido en condiciones de operación [lb/pie<sup>3</sup>] , [kg/m<sup>3</sup>].

El valor del parámetro K en la ecuación anterior, es uno de los valores que mayor relevancia tiene en el momento de predecir el comportamiento de los fluidos dentro de un recipiente. En cierto modo, es el valor que acerca o aleja las predicciones del funcionamiento real del sistema. Como se podrá observar más adelante, cada fabricante tiene sus consideraciones al respecto.

A pesar de que al comienzo, el valor de K atendía a la deducción matemática de la fórmula, es la experiencia de campo y las mejoras tecnológicas que se les introducen a los diseños lo que ha venido adaptando este parámetro al comportamiento real de los recipientes.

En el Manual de Diseño de Proceso de PDVSA<sup>15</sup>, se considera al parámetro K como una constante que depende de las unidades usadas, siendo 0.157 en unidades inglesas y 0.048 en sistema internacional. Para otros autores, así como en las normas GPSA<sup>16</sup>, el valor de K varía de acuerdo a la aplicación, ya que dicho parámetro depende de factores tales como la densidad, el régimen de flujo,

<sup>14</sup> Bibliografía (2)

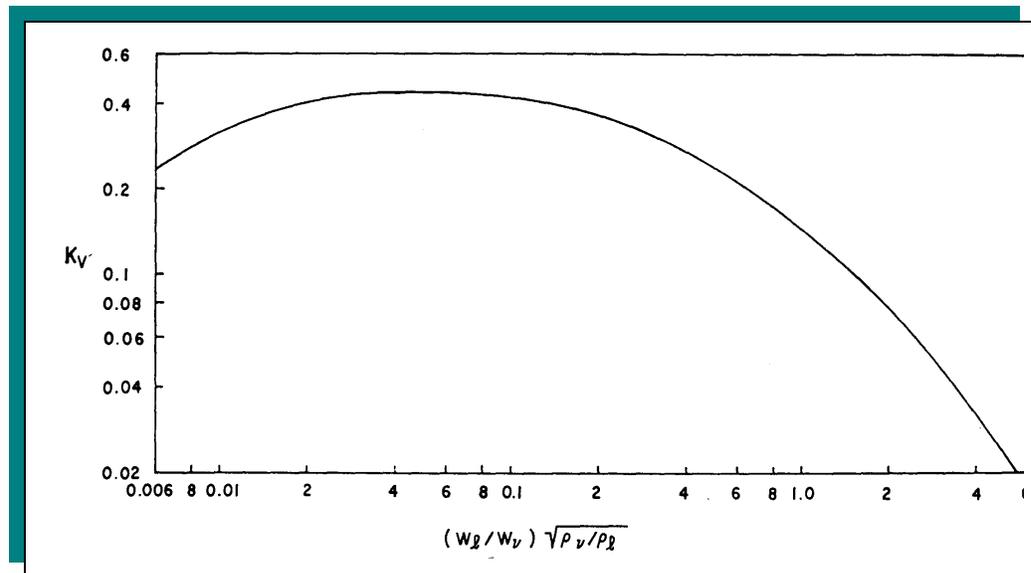
<sup>15</sup> Bibliografía (10 y 11)

<sup>16</sup> Bibliografía (3)

presencia de sólidos, grado de separación necesario, longitud de separación, variación de la relación gas–crudo y los factores que afectan la separación en sí misma. La única forma de predecirlo se encuentra basada en la experiencia.

Algunos autores llaman  $K_V$  al factor de diseño para el cálculo de la velocidad del gas cuando este se refiere a equipos verticales, y  $K_H$  cuando se refiere a equipos horizontales.

En este trabajo, se utilizarán las ecuaciones 2.7. a 2.13. para predecir el valor del parámetro  $K_V$  (Ver Anexo N°8), las cuales se obtuvieron del gráfico que se presenta en la figura 2.14.<sup>17</sup>. Basado en la experiencia de campo de algunos expertos, mediante estas ecuaciones se obtienen los valores que acercan más las predicciones al funcionamiento real del sistema.



**Figura 2.13.** Factor de diseño  $K_V$ .

**Fuente:** Equipment design handbook for refineries and chemical plants.

$$j = \frac{W_L}{W_G} \cdot \sqrt{\frac{r_G}{r_L}} \dots \text{Ec. 2.6.}$$

$$K_V = 0.14835 - (0.03757 \cdot j) + [0.01228 \cdot (j - 2)^2] - [0.00205 \cdot (j - 2)^3] \dots \text{Ec. 2.7.}$$

$$6.0 \geq j \geq 2.0$$

$$K_V = 0.28630 - (0.14762 \cdot j) + [0.07943 \cdot (j - 0.8)^2] - [0.01865 \cdot (j - 0.8)^3] \dots \text{Ec. 2.8.}$$

$$2.0 > j > 0.6$$

$$K_V = 0.41575 - (0.37687 \cdot j) + [0.38312 \cdot (j - 0.4)^2] - [0.06876 \cdot (j - 0.4)^3] \dots \text{Ec. 2.9.}$$

$$0.6 \geq j > 0.2$$

$$K_V = 0.47504 - (0.56643 \cdot j) - [0.74020 \cdot (j - 0.1)^2] + [4.54452 \cdot (j - 0.1)^3] \dots \text{Ec. 2.10.}$$

$$0.2 \geq j \geq 0.1$$

$$K_V = 0.45942 - (0.54293 \cdot j) + [17.00791 \cdot (j - 0.04)^2] - [237.42792 \cdot (j - 0.04)^3] \dots \text{Ec. 2.11.}$$

$$0.1 > j > 0.04$$

$$K_V = 0.25838 + (7.08102 \cdot j) - [398.20560 \cdot (j - 0.02)^2] + [6920.22517 \cdot (j - 0.02)^3] \dots \text{Ec. 2.12.}$$

$$0.04 \geq j > 0.02$$

$$K_V = 0.18192 + (11.85950 \cdot j) - [11061.26660 \cdot (j - 0.008)^3] \dots \text{Ec. 2.13.}$$

$$0.02 \geq j \geq 0.006$$

$$K_H = 1.25 \cdot K_V \dots \text{Ec. 2.14.}$$

donde:

$K_V$ ... Factor de diseño para el cálculo de la velocidad del gas en recipientes verticales [adimensional].

$K_H$ ... Factor de diseño para el cálculo de la velocidad del gas en recipientes horizontales [adimensional].

---

<sup>17</sup> Bibliografía (2)

Otros autores seleccionan el valor del parámetro K con lo especificado en la siguiente tabla:

TIPO DE SEPARADOR	FACTOR K [pie/s]		
	GPSA	API	OTROS AUTORES
Vertical	0,18 - 0,35	0,12 - 0,24 para alturas de hasta 5 ft	0,35 para $W_L/W_G < 0,1$
		0,18 - 0,35 para alturas mayores a 5 ft	0,25 para $0,1 < W_L/W_G < 1$
			0,20 para $W_L/W_G > 1$
Horizontal	0,40 - 0,50	0,40 - 0,50 para longitudes menores de 10 ft	0,40 para $2,5 < L/D < 4,0$
		0,40 - 0,50 $\cdot (L/10)^{0,56}$ para longitudes mayores de 10 ft	0,50 para $4,0 < L/D < 6,0$

**Tabla 2.2.** Valores sugeridos para el parámetro K (pie/s)

Las correcciones sugeridas por la GPSA son las siguientes<sup>18</sup>:

1. Para separadores a la succión de compresores y a la entrada de expansores, multiplicar K por un factor de 0.7 – 0.8,
2. Para separadores horizontales iguales o mayores a 10 pies de largo utilizar el mismo factor de corrección que API, es decir, multiplicar por  $(L/10)^{0,56}$ ,
3. Para presiones superiores a la atmosférica, se sugiere corregir el parámetro K con el siguiente porcentaje de diseño:

$P_{ope} = \text{Atmosférica}$	100%
$\text{Atmosférica} < P_{ope} = 150 \text{ psi}$	90%
$150 \text{ psi} < P_{ope} = 300 \text{ psi}$	85%
$300 \text{ psi} < P_{ope} = 600 \text{ psi}$	80%
$600 \text{ psi} < P_{ope} = 1150 \text{ psi}$	75%

El diseño se puede realizar tanto con la velocidad del gas máxima permisible en el recipiente, como con una velocidad de diseño. Ésta velocidad de diseño no

es más que la velocidad máxima permisible multiplicada por un factor de seguridad, que generalmente es 85%, de manera que<sup>19</sup>:

$$V_G = F_V \cdot V_G' \dots \text{Ec. 2.15.}$$

donde:

$F_V$ ... Factor de seguridad para el cálculo de la velocidad del gas en el recipiente [adimensional].

$V_G'$ ... Velocidad del gas máxima permisible en el recipiente [pie/s] , [m/s].

$V_G$ ... Velocidad del gas permisible en el recipiente [pie/s] , [m/s].

**2. Área de Flujo de Gas.** El área de flujo de gas será calculada por la expresión<sup>20</sup>:

$$A_G' = \frac{Q_G}{V_G} \dots \text{Ec. 2.16.}$$

donde:

$A_G'$ ... Área de sección transversal mínima permisible para el flujo de gas [pie<sup>2</sup>] , [m<sup>2</sup>].

$Q_G$ ... Flujo volumétrico del gas en condiciones de operación [pie<sup>3</sup>/s] , [m<sup>3</sup>/s].

$V_G$ ... Velocidad del gas permisible en el recipiente [pie/s] , [m/s].

Al igual que en el caso anterior, existe un área de sección transversal para el flujo de gas calculado, y otro de diseño, el cual no es mas que el mínimo permisible multiplicado por un factor de seguridad que generalmente es 120%, de manera que se calcula con la siguiente ecuación<sup>21</sup>:

$$A_G = F_A \cdot A_G' \dots \text{Ec. 2.17.}$$

---

<sup>18</sup> Bibliografía (3)

<sup>19</sup> Bibliografía (5)

<sup>20</sup> Bibliografía (11)

<sup>21</sup> Bibliografía (5)

donde:

$A_G'$ ... Área de sección transversal mínima requerida para el flujo de gas [pie<sup>2</sup>], [m<sup>2</sup>].

$A_G$ ... Área de sección transversal requerida para el flujo de gas [pie<sup>2</sup>], [m<sup>2</sup>].

$F_A$ ... Factor de seguridad para el cálculo del área de la sección transversal del recipiente [adimensional].

Las normas PDVSA recomiendan<sup>22</sup>, que el espacio de gas mínimo en separadores horizontales debería ser dimensionado para 300 mm (12 pulg).

Generalmente, el flujo volumétrico del gas se conoce en condiciones normales, por lo tanto, para convertir este flujo en condiciones operacionales, se usa la siguiente ecuación<sup>23</sup>:

$$Q_G = Q_N \cdot \left( \frac{P_N}{P_O} \right)^{\frac{1}{\gamma}} \cdot \left( \frac{T_O}{T_N} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \cdot Z \dots \text{Ec. 2.18.}$$

donde:

$P_N$ ... Presión del gas en condiciones normales [Psia], [Pa].

$P_O$ ... Presión del gas en condiciones de operación [Psia], [Pa].

$Q_G$ ... Flujo volumétrico del gas en condiciones de operación [pie<sup>3</sup>/s], [m<sup>3</sup>/s].

$Q_N$ ... Flujo volumétrico del gas en condiciones normales [pie<sup>3</sup>/s], [m<sup>3</sup>/s].

$T_N$ ... Temperatura del gas en condiciones normales [°R], [K].

$T_O$ ... Temperatura del gas en condiciones de operación [°R], [K].

$Z$ ... Factor de compresibilidad del gas [adimensional].

Mediante el flujo másico del gas, podemos calcular el flujo volumétrico del gas en condiciones de operación, mediante la siguiente ecuación<sup>24</sup>:

<sup>22</sup> Bibliografía (11)

<sup>23</sup> Bibliografía (5)

<sup>24</sup> Bibliografía (6)

$$Q_G = \frac{W_G}{r_G} \dots \text{Ec. 2.19.}$$

donde:

$Q_G$ ... Flujo volumétrico del gas en condiciones de operación [ $\text{pie}^3/\text{s}$ ], [ $\text{m}^3/\text{s}$ ].

$W_G$ ... Flujo másico del gas en condiciones de operación [ $\text{lb}/\text{s}$ ], [ $\text{kg}/\text{s}$ ].

$r_G$ ... Densidad del gas en condiciones de operación [ $\text{lb}/\text{pie}^3$ ], [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].

De igual manera se puede calcular el flujo volumétrico del líquido en condiciones operacionales.

### 2.10.3. Niveles y Tiempos de Residencia.

En PDVSA, se recomienda seleccionar el tiempo de residencia del líquido dentro del separador según la siguiente tabla<sup>25</sup>:

Gravedad API	Tiempo de retención
> 26 °API	1 min
20 - 25 °API	2 min
16 - 20 °API	3 min
10 - 15 °API	4 min

**Tabla 2.3.** Tiempos de residencia

**Fuente.** Separadores de Gas Líquido. CIED.

En las figuras 2.10. y 2.12. se presentan dos curvas de capacidad líquida para los dos tipos de separadores bajo estudio, los verticales y los horizontales; en ellos se recomienda calcular el tiempo mínimo de residencia del líquido dentro del separador según la presión de operación, siendo:

1 minuto para 0 – 600 Psi  
 45 segundos para 600 – 1100 Psi  
 30 segundos para > 1100 Psi

Para los cálculo de operación, habría que determinar los tiempo de retención reales requeridos en el proceso.

A continuación se presentarán definiciones y comentarios sobre niveles de líquido, tiempos de residencia, entre otros, con el objetivo de justificar criterios de diseño que posteriormente serán presentados.

- 1. Identificación de los niveles en un recipiente.** De acuerdo a lo normalmente empleado en la IPPCN para hablar de niveles en un recipiente líquido-gas, tenemos la siguiente tabla (Ver Anexo N° 9)<sup>26</sup>:

Siglas típicas en español	Descripción	Siglas típicas en inglés
NAAL	Nivel alto - alto de líquido	HHLL
NAL	Nivel alto de líquido	HLL
NNL	Nivel normal de líquido	NLL
NBL	Nivel bajo de líquido	LLL
NBBL	Nivel bajo - bajo de líquido	LLLL

**Tabla 2.4.** Identificación de los niveles de un recipiente

**Fuente:** Manual de diseño de proceso. Separadores Líquido-Vapor. PDVSA

El nivel normal es un nivel intermedio entre el nivel alto y el nivel bajo. Normalmente es  $\frac{1}{3}$  de la altura para separadores verticales y  $\frac{1}{2}$  del diámetro para separadores horizontales.

El volumen de la sección del gas en un separador horizontal está comprendido entre la mitad o la tercera parte del volumen total del recipiente.

- 2. Volumen de Operación<sup>27</sup>.** Es el volumen de líquido existente entre NAL y NBL. Este volumen, también conocido como volumen retenido de líquido, y en inglés como “surge volume” o “liquid holdup”, se fija de acuerdo a los requerimientos del proceso, para asegurar un control adecuado, continuidad de las operaciones durante perturbaciones operacionales, y para proveer suficiente volumen de

<sup>25</sup> Bibliografía (9)

<sup>26</sup> Bibliografía (11)

<sup>27</sup> Bibliografía (11)

líquido para permitir una parada ordenada y segura cuando suceden perturbaciones mayores de operación.

3. **Tiempo de operación.** Es el tiempo correspondiente en el cual el flujo de líquido puede llenar el volumen de operación en el recipiente bajo estudio. La mayoría de las veces, cuando se quiere especificar el volumen de operación, lo que realmente se indica es cuantos minutos deben transcurrir entre NAL y NBL. También es conocido en inglés como “surge time”.
4. **Tiempo de Respuesta o de intervención del operador<sup>28</sup>.** Es el tiempo que requiere el operador para responder cuando suena una alarma de nivel en el panel y resolver la perturbación operativa que originó la alarma, antes que otros sistemas automatizados (interruptores o “switches” de nivel) originen paradas seguras de equipos aguas abajo y/o de la planta completa.

Debido a las diferentes tradiciones operativas que existen en la IPPCN, es difícil establecer un criterio uniforme acerca de cuál es el “tiempo promedio de respuesta del operador”; sin embargo, se usará, como criterio general, que el tiempo de respuesta de un operador es de cinco minutos; esto significa que el tiempo de retención de líquido entre NAL y NAAL (o entre NBL y NBBL), será de cinco minutos, tanto para separadores verticales como horizontales.

5. **Volumen de Emergencia<sup>29</sup>.** Es el volumen adicional que corresponde al líquido que debe satisfacer el llamado “tiempo de respuesta o de intervención del operador”; de acuerdo a lo expresado en el punto anterior, cuando se tengan interruptores y/o alarmas de NAAL o NBBL, se tendrán cinco minutos adicionales de tiempo de residencia de líquido por interruptor/alarma, lo que

---

<sup>28</sup> Bibliografía (11)

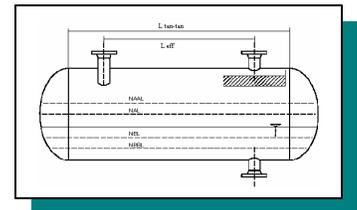
<sup>29</sup> Bibliografía (11)

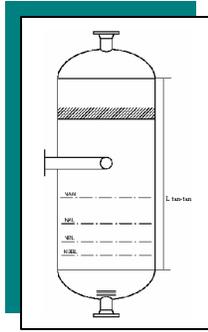
indica que, cuando se tiene NAAL y NBBL, se añaden 10 minutos de tiempo de residencia.

6. **Nivel Bajo–Bajo de Líquido (o Bajo, cuando aplique)**<sup>30</sup>. La distancia mínima desde el nivel bajo–bajo de líquido, si se tiene un interruptor y/o alarma de nivel bajo–bajo de líquido, (o nivel bajo, en caso contrario), hasta la boquilla de salida del líquido es 230 mm (9 pulg) mínimo. Este criterio aplicará tanto para separadores verticales como horizontales.
7. **Longitud Efectiva de Operación (Leff)**. Es la longitud (altura), de separador requerida para que suceda la separación líquido–vapor/gas, y se puedan tener los volúmenes requeridos de líquido, tanto de operación como de emergencia. Esta es la longitud que normalmente se obtiene por cálculos de proceso.

En el caso de separadores horizontales de una sola boquilla de alimentación, corresponde a la distancia entre la boquilla de entrada y la de salida de gas, la cual es la distancia horizontal que viaja una gota de líquido desde la boquilla de entrada, hasta que se decanta totalmente y se une al líquido retenido en el recipiente, sin ser arrastrada por la fase gaseosa que sale por la boquilla de salida de gas.

Sin embargo, para obtener la longitud tangente–tangente del separador horizontal, es necesario sumar los tamaños de las boquillas antes mencionadas, las tolerancias de construcción necesarias para soldar dichas boquillas, soldar los cabezales o extremos del separador y cualquier otra cosa que obligue a aumentar la longitud del separador.





Comentarios semejantes aplican para separadores verticales, excepto que los volúmenes a retener influyen sobre la altura (longitud) tangente–tangente de dichos equipos.

## 8. Boquillas de Proceso.

Boquillas de Entrada. Se pueden presentar diferentes regímenes de flujo en las boquillas de entrada de los separadores. En flujo bifásico (líquido/vapor), las interacciones entre la fase líquida y el vapor, por estar influenciadas por sus propiedades físicas y caudales de flujo y por el tamaño, rugosidad y orientación de la tubería, causan varios tipos de patrones de flujo. Estos patrones se llaman regímenes de flujo. En un determinado punto en una línea, solamente existe un tipo de flujo en cualquier tiempo dado. Sin embargo, como las condiciones de flujo cambian, el régimen de flujo puede cambiar de un tipo a otro.

Se definen siete regímenes principales de flujo para describir el flujo en una tubería horizontal o ligeramente inclinada. Estos regímenes se describen abajo en orden creciente de velocidad del vapor. En los esquemas mostrados la dirección del flujo es de izquierda a derecha.

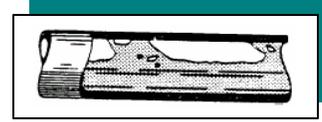
**Flujo Tipo Burbuja** – El líquido ocupa el volumen de la sección transversal y el flujo de vapor forma



burbujas a lo largo del tope de la tubería. Las velocidades del vapor y el líquido son aproximadamente iguales. Si las burbujas tienden a dispersarse a través del líquido, esto se llama algunas veces flujo tipo espuma. En el flujo ascendente las burbujas retienen su identidad en un rango más amplio de condiciones. En el flujo descendente el comportamiento se desplaza en la dirección del flujo tipo pistón.

<sup>30</sup> Bibliografía (11)

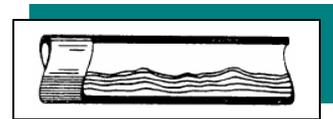
**Flujo Intermitente Tipo Pistón** – Al aumentar la velocidad del vapor, las burbujas se unen y se forman secciones alternadas de vapor y líquido a lo largo del tope de la tubería con una fase líquida continua remanente en el fondo. En una orientación ascendente, el comportamiento es desplazado en la dirección del flujo tipo burbuja; si el flujo es descendente se favorece el flujo estratificado.



**Flujo Estratificado Suave** – Como la velocidad del flujo de vapor continúa incrementando, los tapones de vapor tienden a una fase continua. El vapor fluye a lo largo del tope de la tubería y el líquido fluye a lo largo del fondo. La interfase entre fases es relativamente suave y la fracción ocupada por cada fase permanece constante. En flujo ascendente, flujo tipo estratificado ocurre raramente favoreciendo el flujo ondulante. En flujo descendente, el flujo estratificado es favorecido, siempre y cuando la inclinación no sea demasiado pronunciada.



**Flujo Estratificado Ondulante** – Cuando el flujo de vapor aumenta más, el vapor se mueve apreciablemente más rápido que el líquido y la fricción resultante en la interfase forma olas de líquido. La amplitud de las olas se incrementa con el aumento del flujo de vapor. El flujo ondulante puede ocurrir hacia arriba, pero en un rango de condiciones más restringido que en una tubería horizontal. Hacia abajo, las olas son más moderadas para un determinado flujo de vapor y en la transición a flujo tipo tapón, si es que ocurre, tiene lugar a caudales más altos que en la tubería horizontal.



**Flujo Intermitente Tipo Tapón** – Cuando el flujo de vapor alcanza cierto valor crítico, las crestas de las olas de líquido tocan el tope de la tubería y forman tapones espumosos. La velocidad de estos tapones es mayor que la velocidad promedio de líquido. En la estructura

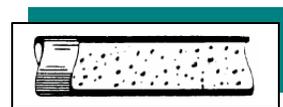


del tapón de vapor, el líquido es presionado de manera que el vapor ocupe la mayor parte del área de flujo en ese punto. En flujo ascendente, el flujo tipo tapón comienza a caudales de vapor más bajos que en las tuberías horizontales. En flujo descendente, se necesitan caudales de vapor más altos que en tuberías horizontales para establecer el flujo tipo tapón y el comportamiento se desplaza hacia el flujo anular. Ya que el flujo tipo tapón puede producir pulsaciones y vibraciones en codos, válvulas y otras restricciones de flujo, debe ser evitado en lo posible.

**Flujo Anular** – El líquido fluye como una película anular de espesor variable a lo largo de la pared, mientras que el vapor fluye como un núcleo a alta velocidad en el centro. Hay gran cantidad de deslizamiento entre las fases. Parte del líquido es extraído fuera de la película por el vapor y llevado al centro como gotas arrastradas. La película anular en la pared es más espesa en el fondo que en el tope de la tubería y esta diferencia decrece al distanciarse de las condiciones de flujo de tipo tapón. Corriente abajo de los codos, la mayor parte del líquido se moverá hacia el lado de la pared externa. En flujo anular, los efectos de caída de presión y momento sobrepasan los de gravedad, por lo tanto la orientación de la tubería y la dirección del flujo tienen menos influencia que en los regímenes anteriores. El flujo anular es un régimen muy estable. Por esta razón y debido a que la transferencia de masa vapor–líquido es favorecida, este régimen de flujo es ventajoso para algunas reacciones químicas.



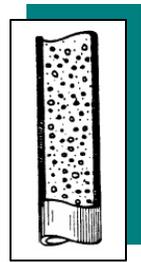
**Flujo Tipo Disperso** (También conocido como flujo tipo rocío) – Cuando la velocidad del vapor en flujo anular se hace lo suficientemente alta, toda la película de líquido se separa de la pared y es llevada por el vapor como gotas arrastradas. Este régimen de flujo es casi completamente independiente de la orientación de la tubería o de la dirección del flujo.



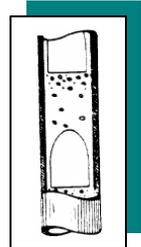
**Regímenes de flujo en tuberías verticales.** Las condiciones bajo las cuales existen ciertos tipos de regímenes de flujo, dependen principalmente de la orientación de la tubería y de la dirección del flujo. En una situación donde el flujo ondulante y estratificado existiera en una tubería horizontal, inclinando la tubería en forma descendente, la velocidad relativa del líquido aumenta, quedando una mayor parte del área de flujo para el vapor. Por otro lado, inclinando la tubería en forma ascendente el líquido se drena, acumulándose hacia abajo hasta bloquear por completo la sección transversal. El vapor puede entonces no llegar a pasar a través del líquido y por lo tanto empuja tapones de líquidos a través de la sección inclinada de la tubería.

Se han definido cinco regímenes de flujo principales para describir el flujo vertical. Esto regímenes de flujo están descritos a continuación, en orden creciente de velocidad del vapor. En los esquemas adjuntos, la dirección del flujo es ascendente.

**Flujo Tipo Burbuja** – El líquido fluyendo en forma ascendente representa la fase continua, con burbujas dispersas de vapor subiendo a través de éste. La velocidad de la burbuja excede la del líquido debido a la flotabilidad. Cuando el flujo de vapor es incrementado, el tamaño, número y velocidad de las burbujas aumenta. Cuando el flujo de vapor es mayor que en tuberías horizontales, las burbujas mantienen su individualidad, sin unirse en tapones.

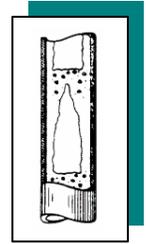


**Flujo Tipo Tapón** – A medida que el flujo de vapor aumenta, las burbujas se unen y forman tapones los cuales ocupan la mayoría del área de sección transversal. Tapones alternados de vapor y líquido se mueven en la tubería con algunas burbujas de vapor cruzando los tapones de líquido. Alrededor de cada tapón de vapor hay una película laminar de líquido la cual fluye hacia el fondo del tapón. Cuando el flujo

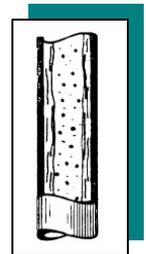


de vapor se incrementa, la longitud y la velocidad de los tapones aumentan. El flujo tipo tapón puede ocurrir en dirección descendente, pero usualmente no se inicia en esta posición. Sin embargo, si el flujo tipo tapón está bien establecido en una porción ascendente de un serpentín, este permanecerá en la porción descendente, siempre y cuando las otras condiciones se mantengan. En el diseño para flujo bifásico es una práctica normal el tratar de evitar el flujo tipo tapón, ya que este régimen puede traer serias fluctuaciones de presión y vibración, especialmente en la entrada de recipientes y en codos, válvulas y otras restricciones de flujo. Esto pudiera traer serios deterioros al separador y problemas de operación. Cuando el flujo tipo tapón no pueda ser evitado (por ejemplo, en rehervidores tipo termosifón), se deberían evitar las restricciones de flujo y usar codos de radio largo para hacer los retornos lo más suaves posibles.

**Flujo Espumoso** – Cuando el flujo de vapor se incrementa aún más, la película laminar de líquido se destruye por la turbulencia del vapor y los tapones de vapor se hacen más irregulares. El mezclado de burbujas de vapor con el líquido se incrementa y se forma un patrón turbulento y desordenado donde los tapones de líquido que separan los sucesivos tapones de vapor se van reduciendo. La transición a flujo anular es el punto en el cual la separación líquida, entre tapones de vapor desaparece y los tapones de vapor se unen en un núcleo central continuo de vapor. Ya que el flujo espumoso tiene mucho en común con el flujo tipo tapón los dos regímenes son frecuentemente agrupados y se llaman flujo tipo tapón. En dirección descendente, el flujo espumoso se comporta igual que el flujo tipo tapón, excepto que el primero se inicia más fácilmente en esta posición, particularmente si las condiciones se acercan a las de flujo anular.

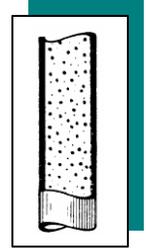


**Flujo Anular** – Este régimen de flujo es similar al flujo anular en tuberías horizontales excepto que la separación entre las fases es afectada por la gravedad. Hacia arriba, la película de líquido anular



baja por gravedad, lo cual incrementa la diferencia de velocidad entre el vapor y el líquido. Hacia abajo, ocurre lo contrario, la gravedad acelera el líquido y reduce la diferencia de velocidades entre el vapor y el líquido. En otras palabras, el espesor de la película de líquido es más uniforme alrededor de la circunferencia de la tubería que en el flujo horizontal.

**Flujo Tipo Disperso** – Este régimen de flujo es esencialmente el mismo que el flujo tipo rocío en tuberías horizontales. Los altos flujos de vapor requeridos para dispersar completamente el líquido, eliminan esencialmente los efectos de la orientación y dirección del flujo. En la denominación de regímenes verticales de flujo de dos fases, el flujo anular y el disperso frecuentemente se agrupan en un solo régimen.



Los separadores se diseñan normalmente con régimen de flujo anular/rocío o flujo tipo rocío en la boquilla de entrada. Con este tipo de flujo, el arrastre de líquido aumenta al incrementar la velocidad del gas en la boquilla de entrada. La presencia de flujo estratificado, flujo anular por debajo del comienzo inminente de arrastre de líquido, o de flujo ondulado en la boquilla de entrada de los separadores, incrementa la eficiencia de separación de líquido del separador hasta 99.8%. Sin embargo, estos tipos de flujo no se encuentran usualmente en las operaciones de proceso, debido a que se requerirían diámetros de boquilla relativamente grandes para lograrlos.

- Boquillas de Proceso en General<sup>31</sup>. Son muchos los casos donde la información de las tuberías de interconexión no está disponible al momento de preparar la especificación de procesos del separador, por lo que es necesario presentar un tamaño preliminar de boquillas para que sea considerado en la cotización del fabricante del separador. Para todos los efectos, se presentan recomendaciones para diseñar las boquillas de proceso:

▪ **Salidas de Gas y Líquido<sup>32</sup>:**

Las velocidades máxima y mínima de la boquilla de salida de gas, se deben calcular mediante las siguientes ecuaciones<sup>33</sup>:

$$V_{SG\text{mín}} = \frac{45}{\sqrt{r_G}} [\text{pie/s}] \quad \text{ó} \quad V_{SG\text{mín}} = \frac{54.9}{\sqrt{r_G}} [\text{m/s}] \dots \text{Ec. 2.21.}$$

$$V_{SG\text{máx}} = \frac{60}{\sqrt{r_G}} [\text{pie/s}] \quad \text{ó} \quad V_{SG\text{máx}} = \frac{73.2}{\sqrt{r_G}} [\text{m/s}] \dots \text{Ec. 2.22.}$$

donde:

$V_{SG\text{ máx}}$ ... Velocidad del flujo máxima en la boquilla de salida del gas [pie/s] , [m/s].

$V_{SG\text{ mín}}$ ... Velocidad del flujo mínima en la boquilla de salida del gas [pie/s] , [m/s].

$r_G$ ... Densidad del gas en condiciones de operación [lb/pie<sup>3</sup>] , [kg/m<sup>3</sup>].

Las velocidades máxima y mínima de la boquilla de salida de líquido, se deben calcular mediante las siguientes ecuaciones<sup>34</sup>:

$$V_{SL\text{mín}} = \frac{45}{\sqrt{r_L}} [\text{pie/s}] \quad \text{ó} \quad V_{SL\text{mín}} = \frac{54.9}{\sqrt{r_L}} [\text{m/s}] \dots \text{Ec. 2.23.}$$

$$V_{SL\text{máx}} = \frac{60}{\sqrt{r_L}} [\text{pie/s}] \quad \text{ó} \quad V_{SL\text{máx}} = \frac{73.2}{\sqrt{r_L}} [\text{m/s}] \dots \text{Ec. 2.24.}$$

donde:

$V_{SL\text{ máx}}$ ... Velocidad del flujo máxima en la boquilla de salida del líquido [pie/s] , [m/s].

<sup>31</sup> Bibliografía (11)

<sup>32</sup> Ver Capítulo V (5.1. Paso 8 Cálculo de las dimensiones de las boquillas de salida)

<sup>33</sup> Bibliografía (1)

<sup>34</sup> Bibliografía (1)

$V_{SL \text{ mín}}$ ... Velocidad del flujo mínima en la boquilla de salida del líquido [pie/s] , [m/s].

$\rho_L$ ... Densidad del gas en condiciones de operación [lb/pie<sup>3</sup>] , [kg/m<sup>3</sup>].

- **Alimentación Bifásica**<sup>35</sup>: La velocidad de la mezcla debe encontrarse en un rango comprendido entre el calculado mediante las siguientes ecuaciones<sup>36</sup>:

$$V_{E \text{ mín}} = \frac{45}{\sqrt{r_M}} \text{ [pie/s]} \quad \text{ó} \quad V_{E \text{ mín}} = \frac{54.9}{\sqrt{r_M}} \text{ [m/s]} \dots \text{ Ec. 2.25.}$$

$$V_{E \text{ máx}} = \frac{60}{\sqrt{r_M}} \text{ [pie/s]} \quad \text{ó} \quad V_{E \text{ máx}} = \frac{73.2}{\sqrt{r_M}} \text{ [m/s]} \dots \text{ Ec. 2.26.}$$

donde:

$V_{E \text{ máx}}$ ... Velocidad superficial de la mezcla máxima en la boquilla de entrada [pie/s] , [m/s].

$V_{E \text{ mín}}$ ... Velocidad superficial de la mezcla mínima en la boquilla de entrada [pie/s] , [m/s].

$\rho_M$  ... Densidad de la mezcla en condiciones de operación [lb/pie<sup>3</sup>] , [kg/m<sup>3</sup>].

La densidad de la mezcla se calcula con la siguiente ecuación:

$$r_M = (1 - l) \cdot r_G + l \cdot r_L \dots \text{ Ec. 2.27.}$$

donde:

$$l = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G} \dots \text{ Ec. 2.28.}$$

<sup>35</sup> Ver Capítulo V (5.1. Paso 6 Cálculo de las dimensiones de la boquilla de entrada)

<sup>36</sup> Bibliografía (1)

$Q_G$ ... Flujo volumétrico del gas en condiciones de operación [ $\text{pie}^3/\text{s}$ ], [ $\text{m}^3/\text{s}$ ].

$Q_L$ ... Flujo volumétrico del líquido en condiciones de operación [ $\text{pie}^3/\text{s}$ ], [ $\text{m}^3/\text{s}$ ].

$\gamma$ ... Fracción volumétrica de líquido alimentado al separador [adimensional].

$\rho_G$ ... Densidad del gas en condiciones de operación [ $\text{lb}/\text{pie}^3$ ], [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].

$\rho_L$ ... Densidad del líquido en condiciones de operación [ $\text{lb}/\text{pie}^3$ ], [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].

A menos que se indique lo contrario, las recomendaciones presentadas anteriormente se consideran firmes, excepto cuando:

1. Se tienen los tamaños de las boquilla de interconexión, y éstos son más grandes que los obtenidos por estas recomendaciones, y
2. Debido a limitaciones en los internos que se puedan usar en el separador, y debido al tipo de fluido alimentado, se requiera tener flujo bifásico anular en la entrada.

#### **2.10.4. Parámetros que intervienen en el diseño de separadores.**

La secuencia del cálculo y el costo comparativo de los recipientes son los que van a señalar la factibilidad de usar un separador vertical o uno horizontal.

##### **1. Los principales parámetros que intervienen en el diseño son los siguientes:**

- Composición del fluido que se va a separar. Es conveniente que el diseñador este familiarizado con el concepto de equilibrio de fases y separación instantánea, con el fin de predecir cuál será la cantidad y calidad del gas y del líquido que se formarán en el separador, en las condiciones de presión y temperatura de diseño.
- Caudal de los fluidos a separar en condiciones normales. Es preciso conocer los volúmenes de gas y de líquido que se van a manejar durante la vida útil del proyecto. La variación de estas cantidades en el tiempo y el impacto de los

cambios estacionarios obligan a verificar el comportamiento del separador en las condiciones más desfavorables.

- Presión y Temperatura de operación. El estudio previo de las variaciones de la presión y temperatura en el sitio donde se instalará la unidad afectará, de manera determinante, la selección del separador. Un descenso abrupto de la presión, manteniendo constante el caudal, eleva la velocidad del gas, produce espuma, arrastre de los fluidos y puede dañar el extractor de niebla.
- Factor de Compresibilidad del Gas en condiciones de trabajo. El valor de Z determina el volumen del gas en las condiciones de operación.
- Densidad de los fluidos en las condiciones de operación. Las densidades de los fluidos dentro del separador intervienen de modo directo.
- Velocidad Terminal del Gas dentro de la unidad. El cálculo de la velocidad del gas dentro del separador es uno de los factores que con mayor énfasis influye en la respuesta. Todo está en íntima conexión con el diseño interno del separador y debe corresponderse con la máxima velocidad garantizada para que la separación se produzca con eficiencia.
- Tiempo de Retención asignado al líquido. La normativa de PDVSA recomienda la selección del tiempo de residencia del petróleo con base en la gravedad API del fluido.
- Dimensionamiento del Separador. Al completar los cálculos que sirven de soporte para seleccionar la unidad, el diseñador tiene la obligación de indicar las dimensiones mínimas del recipiente que desea especificar. La factibilidad de someterse a una u otra normativa o de aceptar la forma como el fabricante construye sus equipos separadores debe ser analizada conscientemente.

Dentro de los parámetros que se nombraron anteriormente, existen algunos que deben ser datos, así como otros que son propiedades físicas de los fluidos y que se deben calcular; luego existen otros que se calculan a partir de dichas propiedades.

## 2. Algunas de las propiedades físicas que se deben calcular son:

- Factor de Compresibilidad del Gas (Z)<sup>37</sup>, es un factor de corrección que se incluye en las ecuaciones aplicadas a gases ideales para temperaturas y presiones relativamente bajas, con el fin de convertirlas en ecuaciones generales de los gases a altas presiones y temperaturas. Se calcula con la ecuación de regresión de Dranchuk Abou-Kassem:

$$Z = 1 + \frac{A_1}{T_{pr}} + \frac{A_2}{T_{pr}^2} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} + \frac{A_4}{T_{pr}^4} + \frac{A_5}{T_{pr}^5} r_{pr} + \frac{A_6}{T_{pr}} + \frac{A_7}{T_{pr}^2} + \frac{A_8}{T_{pr}^3} r_{pr}^2 - A_9 \frac{A_7}{T_{pr}^2} + \frac{A_8}{T_{pr}^3} r_{pr}^5 + A_{10} \left[ 1 + (A_{11} r_{pr}^2) \right] \frac{A_{pr}^2}{T_{pr}^3} e^{-A_{11} r_{pr}^2} \dots \text{Ec. 2.29.}$$

donde:

A<sub>1</sub> ... Constante: 0.3265.

A<sub>2</sub> ... Constante: -1.0700.

A<sub>3</sub> ... Constante: -0.5339.

A<sub>4</sub> ... Constante: 0.01569.

A<sub>5</sub> ... Constante: -0.05165.

A<sub>6</sub> ... Constante: 0.5475.

A<sub>7</sub> ... Constante: -0.7361.

A<sub>8</sub> ... Constante: 0.1844.

A<sub>9</sub> ... Constante: 0.1056.

A<sub>10</sub> ... Constante: 0.6134.

<sup>37</sup> Bibliografía (8)

$A_{11}$  ... Constante: 0.7210.

$T_{pr}$ ... Temperatura pseudoreducida del gas [ $^{\circ}\text{R}$ ] , [K].

$Z$ ... Factor de compresibilidad del gas [adimensional].

$\rho_{pr}$ ... Densidad pseudoreducida del gas [ $\text{lb}/\text{pie}^3$ ] , [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].

$$\rho_{pr} = 0.27 \frac{P_{pr}}{Z T_{pr}} \dots \text{Ec. 2.30.}$$

$P_{pr}$ ... Presión pseudoreducida del gas [Psia] , [Pa].

$$T_{pr} = \frac{T_{ope}}{T_{pc}} \dots \text{Ec. 2.31.}$$

$T_{ope}$ ... Temperatura de operación [ $^{\circ}\text{R}$ ] , [K].

$T_{pc}$ ... Temperatura pseudocrítica del gas [ $^{\circ}\text{R}$ ] , [K].

$$T_{pc} = \sum_j y_j T_{cj} \dots \text{Ec. 2.32.}$$

$T_{cj}$ ... Temperatura crítica del componente j [ $^{\circ}\text{R}$ ] , [K].

$y_j$ ... Fracción molar del componente j [adimensional].

$$P_{pr} = \frac{P_{ope}}{P_{pc}} \dots \text{Ec. 2.33.}$$

$P_{ope}$ ... Presión de operación [Psia] , [Pa].

$P_{pc}$ ... Presión pseudocrítica del gas [Psia] , [Pa].

$$P_{pc} = \sum_j y_j P_{cj} \dots \text{Ec. 2.34.}$$

$P_{cj}$ ... Presión crítica del componente j [Psia] , [Pa].

$y_j$ ... Fracción molar del componente j [adimensional].

- Densidad del Gas en condiciones de operación ( $\rho_G$ )<sup>38</sup>, se calcula como sigue a continuación:

$$\rho_G = \frac{P_{ope} \cdot PM_{aire} \cdot \gamma_G}{Z \cdot R \cdot T_{ope}} \dots \text{Ec. 2.35.}$$

donde:

$\gamma_G$ ... Gravedad específica del gas [adimensional].

$PM_{aire}$ ... Peso molecular del aire [28.966 lb/lbmol] , [0.028966 kg/mol].

$P_{ope}$ ... Presión de operación [Psia] , [Pa].

$R$ ... Constante universal de los gases [10.73 psia.pie<sup>3</sup>/°R.lbmol] , [8.314 J/K.mol].

$T_{ope}$ ... Temperatura de operación [°R] , [K].

$Z$ ... Factor de compresibilidad del gas [adimensional].

$\rho_G$ ... Densidad del gas en condiciones de operación [lb/pie<sup>3</sup>] , [kg/m<sup>3</sup>].

- Gravedad específica del crudo ( $\rho_L$ )<sup>39</sup>, se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$g_L = \frac{\rho_L}{\rho_a} \dots \text{Ec. 2.36.}$$

donde:

$\rho_a$ ... Densidad del agua [62.37 lb/pie<sup>3</sup>] , [1000 kg/m<sup>3</sup>].

$\rho_L$ ... Densidad del líquido en condiciones de operación [lb/pie<sup>3</sup>] , [kg/m<sup>3</sup>].

<sup>38</sup> Bibliografía (6)

<sup>39</sup> Bibliografía (7)

- Gravedad API del crudo ( $^{\circ}\text{API}$ )<sup>40</sup>, para calcular el tiempo de retención que requiere el líquido en el separador se debe conocer la gravedad API del crudo, ésta se calcula con la siguiente ecuación:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\gamma_L} - 135 \dots \text{Ec. 2.37.}$$

donde:

$\gamma_L$ ... Gravedad específica del crudo [adimensional].

$^{\circ}\text{API}$ ... Gravedad API del crudo [adimensional]

- Viscosidad del gas en condiciones de operación ( $\mu_G$ ), se calcula con la ecuación de Lee–González y Eakin:

$$\mu_G = A \cdot e^{[B \cdot (0.01602 \cdot r_G)^C]} \dots \text{Ec. 2.38.}$$

donde:

$$A = \frac{(9.4 + 0.58 \cdot g_G) \cdot T_{\text{ope}}^{1.5}}{(209 + 551 \cdot g_G + T_{\text{ope}}) \cdot 10^4} \dots \text{Ec. 2.39.}$$

$$B = 3.5 + 0.29 \cdot g_G + \frac{986}{T_{\text{ope}}} \dots \text{Ec. 2.40.}$$

$$C = 2.4 - 0.2 \cdot B \dots \text{Ec. 2.41.}$$

---

<sup>40</sup> Bibliografía (7)

- Datos de la mezcla bifásica<sup>41</sup>, para determinar ciertos parámetros en la boquilla de entrada del separador, es necesario conocer los flujos tanto máscicos como volumétricos de la mezcla. Estos se calculan mediante las siguientes ecuaciones:

$$W_M = W_L + W_G \dots \text{Ec. 2.42.}$$

$$Q_M = \frac{W_M}{r_M} \dots \text{Ec. 2.43.}$$

donde:

$Q_M$ ... Flujo volumétrico de la mezcla en condiciones de operación [ $\text{pie}^3/\text{s}$ ] , [ $\text{m}^3/\text{s}$ ].

$W_G$ ... Flujo máscico del gas en condiciones de operación [ $\text{lb/s}$ ] , [ $\text{kg/s}$ ].

$W_L$ ... Flujo máscico del líquido en condiciones de operación [ $\text{lb/s}$ ] , [ $\text{kg/s}$ ].

$W_M$ ... Flujo máscico de la mezcla en condiciones de operación [ $\text{lb/s}$ ] , [ $\text{kg/s}$ ].

$r_M$ ... Densidad de la mezcla en condiciones de operación, promediada en volumen [ $\text{lb}/\text{pie}^3$ ] , [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].

---

<sup>41</sup> Bibliografía (7)

# CAPÍTULO III

## Planteamiento del Problema

---

**CAPÍTULO III****Planteamiento del Problema****3.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.**

En la industria del petróleo y del gas natural se requiere disgregar la mezcla de hidrocarburos en sus componentes básicos, petróleo y gas, pues sus aplicaciones principales son aquellas condiciones operacionales en las cuales por motivos técnicos o económicos, se requiere un producto limpio de impurezas, es decir, que ambas fases se encuentren separadas.

Para realizar estas separaciones se requieren de equipos separadores, los cuales se utilizan para disgregar una mezcla en dos o tres fases, gas-crudo, ó gas-crudo-agua. Siendo el objetivo de este trabajo el diseño de los separadores bifásicos.

Los separadores bifásicos requieren de ciertos parámetros de soporte para ser diseñados, pues el diseño inadecuado de los mismos podría limitar la capacidad de procesamiento de la estación, así como disminuir la calidad de los productos obtenidos debido a la contaminación de las fases líquida y/o gaseosa, ó se podrían llegar a deteriorar los equipos aguas abajo de la estación de flujo.

Debido a que la Gerencia de Ingeniería y Proyectos-Anaco no cuenta con un procedimiento aprobado para el diseño de estos equipos separadores y requiere reiteradamente contratar los servicios de una empresa que realice el diseño de los mismos, surge la necesidad de desarrollar una metodología de diseño de los separadores, bajo toda la normativa que involucra la calidad y seguridad deseada, además de todos los aspectos que involucran el diseño, como pueden ser algunas de las propiedades de los fluidos (densidades y gravedades

específicas) involucrados en la separación en sus diferentes fases, obtener una eficiencia adecuada y un equipo accesible en el mercado, entre otros.

### **3.2. OBJETIVOS.**

#### **2.2.2. Objetivo General.**

Desarrollar una metodología de cálculo para diseñar los separadores bifásicos requeridos en las estaciones de flujo del Distrito Anaco.

#### **2.2.3. Objetivos Específicos.**

- Estudiar los tipos de separadores disponibles actualmente en el mercado.
- Estudiar los principios y las fases de separación que utilizan cada uno de estos equipos.
- Analizar tanto las consideraciones iniciales en el diseño, como las propiedades de los fluidos (densidades y gravedades específicas) involucrados en la separación en sus diferentes fases.
- Realizar los cálculos y procedimientos necesarios para desarrollar una metodología que permita obtener el diseño de la tecnología de separación a instalar.
- Comparar los resultados obtenidos con separadores reales y con otros procedimientos ya realizados.

# CAPÍTULO IV

## Metodología

---

## CAPÍTULO IV

### Metodología

A continuación se describe la metodología y procedimientos definidos para el desarrollo de los objetivos propuestos.

#### 4.1. PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO.

La metodología seguida durante el desarrollo del trabajo fue la siguiente:

1. Recopilación de Información.
2. Selección de las normativas aplicables al diseño de separadores de producción bifásicos.
3. Determinación de los parámetros de diseño.
4. Realización de la metodología de cálculo.
5. Comprobación de la metodología de cálculo realizada.

##### 4.1.1. Recopilación de Información.

El proceso de recopilación de información se establece como sigue:

1. **Información Básica.** En primer lugar se procedió a la recopilación de información general relacionada con el área, así como la información asociada a los equipos separadores que permitan generar una visión concreta de los alcances y requerimientos del trabajo.
2. **Información Teórica.** Constituida por información bibliográfica y otros, necesaria para el afianzamiento de conceptos, técnicas y metodologías necesarias para el cumplimiento de los objetivos planteados.

**3. Información de Normativas.** Con la finalidad de agrupar las normas requeridas para la realización del diseño de los equipos separadores bifásicos, se procedió a revisar de forma detallada las normativas tanto de la empresa (PVSA) como de la Asociación de Procesadores y Comerciantes de Gas (GPSA) para los equipos bajo estudio.

#### **4.1.2. Selección de las normativas aplicables al diseño de separadores de producción bifásicos.**

Las normas relacionadas con los equipos separadores bifásicos son muy amplias, por lo tanto, se seleccionaron las dimensiones y restricciones que aplican a los equipos bajo estudio.

#### **4.1.3. Determinación de los parámetros de diseño.**

Existen ciertos parámetros que determinan el diseño de los equipos separadores, éstos requieren ser estudiados y determinados para luego desarrollar la metodología de cálculo del diseño.

En el estudio de los factores que determinan el diseño de los separadores bifásicos, se analizaron los diferentes métodos para calcularlos y se seleccionaron los más adecuados en base a la experiencia de algunos autores.

#### **4.1.4. Realización de la metodología de cálculo.**

Una vez definidas las normas requeridas para la realización del diseño de los separadores bifásicos, los factores involucrados en dicho diseño y los métodos para calcular estos factores, se procedió a realizar una metodología de cálculo que arrojase como resultado final las dimensiones del equipo separador requerido.

#### **4.1.5. Comparación de la metodología de cálculo realizada con otras metodologías y con equipos separadores existentes en el campo.**

Finalmente y con la finalidad de verificar la metodología de cálculo efectuada anteriormente, se procedió a tomar los datos de cuatro equipos separadores (dos existentes en

el campo y dos publicados en un libro<sup>42</sup> donde se sigue otra metodología de cálculo), dos horizontales y dos verticales, y se realizaron los cálculos para obtener el diseño según la metodología de cálculo efectuada en el trabajo.

---

<sup>42</sup> Bibliografía (5)

# CAPÍTULO V

## Procedimiento de Diseño

---

**CAPÍTULO V****Procedimiento de Diseño**

Los procedimientos de diseño que se muestran a continuación, son basados en dos normas, la de PDVSA “Manual de Diseño de Proceso, Separación Física, Tambores Separadores” y la del GPSA “Section 7, Separators and Filters”. De esta manera obtendremos diferentes soluciones y podremos seleccionar el resultado mas satisfactorio.

**5.1. PROCEDIMIENTO DE DISEÑO PARA SEPARADORES VERTICALES.**

**Ver Anexo N° 7 para orientación y seguimiento de ciertas tolerancias de diseño, y N° 9 para identificación de áreas, alturas y niveles.**

**Paso 1.– Información mínima requerida.**

Para el diseño de separadores bifásicos, es necesario conocer la presión y la temperatura de operación, los flujos de líquido y gas, las propiedades físicas de cada fase (densidad ó gravedad específica) y algunos datos de los componentes de la mezcla gaseosa (temperatura crítica, presión crítica y fracción molar) ó directamente el factor de compresibilidad del gas.

**Paso 2.– Calcular la velocidad del gas permisible en el recipiente ( $V_G$ ).**

Usar la ecuación 2.5. para calcular la velocidad del gas máxima permisible en el recipiente, tomando en cuenta que el valor de K que se sustituye en dicha ecuación es  $K_V$ .

En el capítulo anterior, se menciona que no debe diseñarse el equipo sin tomar en cuenta un factor de seguridad; dicho factor es opcional y lo estipula las normas, se recomienda

que la velocidad del gas permisible en el recipiente sea aproximadamente un 85% de la velocidad máxima permisible, es decir  $V_G = 0.85 \times V_G'$ , para que sea un diseño conservador.

**Paso 3.– Calcular el área de la sección transversal requerida para el flujo de gas ( $A_G$ ).**

El área de la sección transversal mínima para el flujo de gas requerida para satisfacer los criterios de velocidad permisible se calcula con la ecuación 2.16., para efectos de seguridad se recomienda utilizar la ecuación 2.17., utilizando como factor de seguridad 1.2.

**Paso 4.– Calcular el diámetro del recipiente (D).**

El diámetro del recipiente se obtiene con la siguiente ecuación:

$$D' = F_{20} \sqrt{\frac{4 A_G}{p}} \dots \text{Ec. 5.1.}$$

donde:

$A_G$ ... Área de la sección transversal requerida para el flujo de gas [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

$D'$ ... Diámetro calculado del recipiente [ $\text{pulg}$ ], [ $\text{mm}$ ].

$F_{20}$ ...Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés:12  $\text{pulg}/\text{pie}$ , Sistema Internacional:1000  $\text{mm}/\text{m}$ ).

Luego se redondea al diámetro comercial por arriba, más cercano “D”. (Ver Tabla N° 4. Diámetros comerciales para recipientes).

En el caso de que el separador tenga una malla separadora de gotas, el diámetro ( $D'$ ) anteriormente calculado, corresponde realmente al área libre para flujo de gas que tiene la malla. Como es bien sabido, la malla será soportada por un anillo que obstruye los bordes de la misma para efectos del flujo de gas. Por tanto, el diámetro del separador con malla será el valor calculado más dos veces el ancho del anillo soporte, todo esto redondeado al tamaño comercial, por arriba, más cercano “D”.

Por lo general, diámetros menores a 2 pies no son recomendables ya que presentan problemas de construcción, de mantenimiento y de operación (principalmente si se usan internos como deflectores y extractores).

Al estandarizar el diámetro del recipiente, cambia el área de la sección transversal para el flujo de gas, y por lo tanto, también la velocidad del gas en el recipiente.

Para tener como resultados finales el área que tendrá la sección transversal para el flujo de gas con este valor final del diámetro y la velocidad que tendrá el gas al circular por ésta área, se calcula nuevamente el área para el flujo de gas ( $A_G^*$ ) con la ecuación 5.1. despejando de la misma  $A_G$ . De igual manera se calcula nuevamente la velocidad del gas en el recipiente ( $V_G^*$ ) con la ecuación 2.16, despejando de ella  $V_G$ .

**Paso 5.– Calcular el volumen de retención máximo de líquido ( $V_r$ ).**

El volumen de retención de operación de líquido, entre el NAL y el NBL, se obtiene multiplicando el flujo de alimentación de líquido por el tiempo de retención, según la siguiente ecuación:

$$V_{r1} = Q_L \cdot t_r \dots \text{Ec. 5.2.}$$

donde:

$Q_L$ ... Flujo volumétrico del líquido en condiciones de operación [ $\text{pie}^3/\text{s}$ ] , [ $\text{m}^3/\text{s}$ ].

$t_r$ ... Tiempo de retención de operación [s] , [s].

$V_{r1}$ ... Volumen de retención de operación de líquido entre el NAL y el NBL [ $\text{pie}^3$ ] , [ $\text{m}^3$ ].

El volumen de retención de líquido por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma (sea de alta o sea de baja), entre el NAAL y el NBBL, se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida por el tiempo de respuesta supuesto, el cual es 5 min. (300 s), desde el NAL hasta el NAAL, y 5 min. más (300 s), desde el NBL hasta el NBBL, según la siguiente ecuación:

$$V_{r2} = Q_L \cdot 600 \dots \text{Ec. 5.3.}$$

donde:

$V_{r2}$ ... Volumen de retención de líquido por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma [ $\text{pie}^3$ ], [ $\text{m}^3$ ].

Se tomará el mayor valor entre el calculado y 300mm (12pulg).

En el caso que no se tengan interruptores y/o alarmas de el NBBL y el NAAL, este volumen adicional es nulo.

El volumen de retención máximo de líquido entre el NAAL y el NBBL ( $V_r$ ), se obtiene sumando los dos volúmenes anteriores, según la siguiente ecuación:

$$V_r = V_{r1} + V_{r2} \dots \text{Ec. 5.4.}$$

donde  $V_r$  es el volumen de retención máximo de líquido entre el NAAL y el NBBL [ $\text{pie}^3$ ], [ $\text{m}^3$ ].

#### **Paso 6.- Calcular las dimensiones de la boquilla de entrada.**

Referirse a la sección 2.10.3. (8. Boquillas de Proceso, Boquillas de Proceso en General) y calcular las velocidades superficiales de la mezcla mínima y máxima en la boquilla de entrada, con las ecuaciones 2.25. y 2.26. respectivamente.

Para obtener el diámetro de la boquilla de entrada, se calculan los valores de los diámetros máximo y mínimo que se obtendrían al utilizar las velocidades mínima y máxima ya calculadas. Estos diámetros se calculan con las siguientes ecuaciones:

$$d_{E\text{mín}} = F_{20} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot Q_M}{\rho \cdot V_{E\text{máx}}}} \dots \text{Ec. 5.5.}$$

$$d_{E\text{máx}} = F_{20} \sqrt{\frac{4 \cdot Q_M}{\rho \cdot V_{E\text{mín}}}} \dots \text{Ec. 5.6.}$$

donde:

$d_{E\text{máx}}$ ... Diámetro máximo de la boquilla de entrada [pulg] , [mm].

$d_{E\text{mín}}$ ... Diámetro mínimo de la boquilla de entrada [pulg] , [mm].

$F_{20}$ ... Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés: 12<sup>pulg</sup>/pie, Sistema Internacional: 1000<sup>mm</sup>/m).

$Q_M$ ... Flujo volumétrico de la mezcla en condiciones de operación [pie<sup>3</sup>/s] , [m<sup>3</sup>/s].

$V_{E\text{máx}}$ ... Velocidad superficial de la mezcla máxima en la boquilla de entrada [pie/s] , [m/s].

$V_{E\text{mín}}$ ... Velocidad superficial de la mezcla mínima en la boquilla de entrada [pie/s] , [m/s].

Luego se estandariza el valor del diámetro de la boquilla de entrada ( $d_E$ ) con uno que se encuentre entre los valores calculados como mínimo y máximo, o en caso de no existir ninguno, se toma el inmediato superior al mayor. (Ver Tabla N° 3. Diámetros comerciales para boquillas).

Al estandarizar el diámetro de la boquilla de entrada se puede calcular el valor exacto de la velocidad superficial que tendrá la mezcla en la boquilla de entrada ( $V_E$ ) mediante la siguiente ecuación:

$$V_E = \frac{4 \cdot Q_M}{\rho \cdot \left( \frac{d_E}{F_{20}} \right)^2} \dots \text{Ec. 5.7.}$$

**Paso 7.– Fijar la altura mínima permisible desde el NAAL hasta la boquilla de entrada ( $h_3=h_{\text{NAAL-boq}}$ ).**

Según la normativa de PDVSA, la distancia mínima permisible entre el fondo del orificio de entrada y el nivel más alto del líquido, ha de ser, por lo menos igual al diámetro del orificio de entrada.

Mientras que las normas GPSA recomiendan una distancia mínima de:

$$h_3 = 12\text{pu lg} + \frac{d_E}{2} \quad \text{ó} \quad h_3 = 305\text{mm} + \frac{d_E}{2} \quad \dots \text{Ec. 5.8.}$$

donde:

$d_E$  ... Diámetro de la boquilla de entrada [pulg] , [mm].

$h_3 = h_{\text{NAAL-boq}}$  ... Distancia mínima permisible entre el NAAL y la parte inferior de la boquilla de entrada [pulg] , [mm].

### **Paso 8.– Calcular las dimensiones de las boquillas de salida.**

Referirse a la sección 2.10.3. (8. Boquillas de Proceso, Boquillas de Proceso en General) y calcular las velocidades del flujo máxima y mínima en las boquillas de salida con las ecuaciones 2.21. a la 2.24..

Para calcular el diámetro de la boquilla de salida del gas, se calculan los valores de los diámetros máximo y mínimo que se obtendrían al utilizar las velocidades del flujo de gas mínima y máxima respectivamente. Estos diámetros se calculan con las siguientes ecuaciones:

$$d_{SG\text{mín}} = F_{20} \sqrt{\frac{4 \cdot Q_G}{p \cdot V_{SG\text{máx}}}} \quad \dots \text{Ec. 5.9.}$$

$$d_{SG\text{máx}} = F_{20} \sqrt{\frac{4 \cdot Q_G}{p \cdot V_{SG\text{mín}}}} \quad \dots \text{Ec. 5.10.}$$

donde:

$d_{SG\text{máx}}$  ... Diámetro máximo de la boquilla de salida del gas [pulg] , [mm].

$d_{SG\text{mín}}$  ... Diámetro mínimo de la boquilla de salida del gas [pulg] , [mm].

$F_{20}$  ... Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés: 12 <sup>pulg</sup>/pie, Sistema Internacional: 1000 <sup>mm</sup>/m).

$Q_G$  ... Flujo volumétrico del gas en condiciones de operación [pie<sup>3</sup>/s] , [m<sup>3</sup>/s].

$V_{SG\text{máx}}$  ... Velocidad del flujo máxima en la boquilla de salida del gas [pie/s] , [m/s].

$V_{SG \text{ mín}}$ ... Velocidad del flujo mínima en la boquilla de salida del gas [pie/s] , [m/s].

Luego se estandariza el valor del diámetro de la boquilla de salida del gas ( $d_{SG}$ ) con uno que se encuentre entre los valores calculados como mínimo y máximo, o en caso de no existir ninguno, se toma el inmediato superior al mayor. (Ver Tabla N° 3. Diámetros comerciales para boquillas).

De igual manera se procede para calcular el valor del diámetros de la boquilla de salida del líquido ( $d_{SL}$ ).

Al estandarizar el diámetro de las boquillas de salida se pueden calcular los valores exactos de las velocidades de los flujos en ambas boquillas ( $V_{SG}$ ,  $V_{SL}$ ) mediante las siguientes ecuaciones:

$$V_{SG} = \frac{4 \cdot Q_G}{C \cdot d_{SG}^2 \cdot F_{20}} \dots \text{Ec. 5.11.}$$

$$V_{SL} = \frac{4 \cdot Q_L}{C \cdot d_{SL}^2 \cdot F_{20}} \dots \text{Ec. 5.12.}$$

**Paso 9.– Calcular la altura entre la línea tangente superior y la boquilla de salida del gas ( $h_0$ ).**

La altura entre la línea tangente superior y la boquilla de salida del gas, ha de ser, por lo menos la cuarta parte del diámetro que tendrá el recipiente.

**Paso 10.– Calcular la distancia entre el tope del extractor y la línea tangente superior ( $h_1^*$ ).**

Según la normativa de PDVSA, para prevenir una mala distribución del flujo a través del extractor, la distancia mínima permisible entre la parte superior del mismo y la línea

tangente superior, será el valor mayor entre 0.15 veces el diámetro del separador y 400 mm (16”).

En las normas GPSA, se calcula esta distancia con la siguiente ecuación:

$$h_1 = \frac{D - d_{SG}}{2} - h_0 \quad \dots \text{ Ec. 5.13.}$$

donde:

D... Diámetro estandarizado del recipiente [pulg] , [mm].

$d_{SG}$  ... Diámetro de la boquilla de salida del gas [pulg] , [mm].

$h_1 = h_{\text{Malla-tan}}$  ... Distancia mínima permisible entre la parte superior del extractor y la línea tangente superior [pulg] , [mm].

$h_0$ ... Distancia entre la línea tangente superior y la boquilla de salida del gas [pulg] , [mm].

Luego de calcular el valor mínimo permisible se redondea este valor para obtener la distancia entre el extractor y la línea tangente superior ( $h_1^*$ ).

### **Paso 11.– Calcular el espesor del extractor de niebla ( $h_E$ ).**

Si desea emplearse extractor de neblina, debe incluirse en la altura del separador el valor del ancho del mismo ( $h_E$ ).

Por lo general, los extractores tipo malla presentan un espesor de 3 a 7 pulgadas. Tanto las normas GPSA, como las PDVSA sugieren un espesor de malla de 6 pulgadas.

En el caso de que el equipo no posea extractor, esta distancia adicional es nula.

**Paso 12.– Fijar la altura mínima permisible desde la boquilla de entrada hasta el fondo del extractor ó la línea tangente superior (en el caso que el separador no tenga extractor) ( $h_2=h_{\text{boq-extractor}}$  ó  $h_2'=h_{\text{boq-tan}}$ ).**

En la normativa de PDVSA se sugiere:

- Para el caso de separadores verticales sin extractor, usar un mínimo de 920 mm (aproximadamente 36 pulgadas), ó 0.5 veces el diámetro del separador (lo que sea mayor), entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior ( $h_{\text{boq-tan}}$ ).
- Para el caso de separadores verticales con extractor, usar un mínimo de 610 mm (aproximadamente 24 pulgadas), ó 0.5 veces el diámetro del separador (lo que sea mayor), entre la boquilla de entrada y el fondo del extractor ( $h_{\text{boq-extractor}}$ ).

Las normas GPSA recomiendan:

- Cuando el diámetro del equipo sea mayor a 24 pulgadas (610 mm), la distancia mínima permisible entre la boquilla de entrada y el fondo del extractor ha de calcularse con la siguiente ecuación:

$$h_2' = D + \frac{d_E}{2} \dots \text{Ec. 5.14.}$$

- Cuando el diámetro del equipo sea menor a 24 pulgadas (610 mm), la distancia mínima ha de calcularse con la siguiente ecuación:

$$h_2' = \frac{d_E}{2} + 24\text{pulg} \quad \text{ó} \quad h_2' = \frac{d_E}{2} + 610\text{mm} \dots \text{Ec. 5.15.}$$

donde:

D... Diámetro estandarizado del recipiente [pulg] , [mm].

$d_E$  ... Diámetro de la boquilla de entrada [pulg] , [mm].

$h_2'=h_{\text{boq-tan}}$ ... Distancia mínima permisible entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior [pulg] , [mm].

**Paso 13.– Calcular la altura de líquido entre el NAAL y el NBBL ( $h_4^*$ ).**

Conocido el volumen de retención de líquido, la altura de líquido mínima permisible entre el NAAL y el NBBL, es calculada con la siguiente ecuación:

$$h_4 = (F_{20})^3 \cdot \frac{V_r}{\frac{\pi D^2}{4} \cdot \frac{\rho}{\rho_0}} \dots \text{Ec. 5.16.}$$

donde:

D... Diámetro estandarizado del recipiente [pulg] , [mm].

$F_{20}$ ...Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés:12 <sup>pulg</sup>/pie, Sistema Internacional:1000 <sup>mm</sup>/m).

$h_4=h_{\text{NBBL-NAAL}}$ ... Distancia mínima permisible entre el NAAL y el NBBL [pulg] , [mm].

$V_r$ ... Volumen de retención máximo de líquido entre el NAAL y el NBBL [pie<sup>3</sup>] , [m<sup>3</sup>].

Las normas GPSA sugieren una altura mínima de 24 pulgadas.

Luego de calcular el valor mínimo permisible se redondea este valor para obtener la altura de líquido entre el NAAL y el NBBL ( $h_4^*$ ).

**Paso 14.– Calcular la altura entre el NBBL (ó el NBL cuando aplique) y la boquilla inferior ( $h_5$ ).**

Esta distancia se calcula con la información de la sección 2.10.3. (6. Nivel bajo–bajo de líquido).

**Paso 15.– Calcular la altura mínima efectiva del separador ( $L_{\text{eff}}$ ').**

Para el caso de separadores verticales con extractor, se tiene que la altura mínima efectiva de operación del separador ( $L_{\text{eff}}$ ' ) se calcula con la siguiente ecuación:

$$L_{\text{eff}}' = \frac{h_5 + h_4^* + h_3 + d_E + h_2 + h_E + h_1^*}{F_{25}} \dots \text{Ec. 5.17.}$$

Para el caso de separadores verticales sin extractor, se tiene que la altura mínima efectiva de operación del separador ( $L_{\text{eff}}'$ ) se calcula con la siguiente ecuación:

$$L_{\text{eff}}' = \frac{h_5 + h_4^* + h_3 + d_E + h_2'}{F_{25}} \dots \text{Ec. 5.18.}$$

donde:

$d_E$  ... Diámetro de la boquilla de entrada [pulg] , [mm].

$F_{25}$ ... Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés:1, Sistema Internacional:1000<sup>mm</sup>/m).

$h_1 = h_{\text{Malla-tan}}$ ... Distancia entre la parte superior del extractor y la línea tangente superior [pulg] , [mm].

$h_2' = h_{\text{boq-tan}}$ ... Distancia mínima permisible entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior [pulg] , [mm].

$h_2 = h_{\text{boq-Malla}}$ ... Distancia mínima permisible entre la boquilla de entrada y el fondo del extractor [pulg] , [mm].

$h_3 = h_{\text{NAAL-boq}}$ ... Distancia mínima permisible entre el NAAL y la parte inferior de la boquilla de entrada [pulg] , [mm].

$h_4^* = h_{\text{NBBL-NAAL}^*}$ ... Distancia entre el NAAL y el NBBL [pulg] , [mm].

$h_5$ ... Distancia entre el NBBL y la boquilla de salida de líquido [pulg] , [mm].

$h_E$ ... Espesor del extractor de nieblas [pulg] , [mm].

$L_{\text{eff}}'$ ... Longitud mínima efectiva de operación del separador [pulg] , [m].

**Paso 16.– Verifique que la relación  $L_{\text{eff}}'/D$  se encuentre dentro de un rango apropiado y calcule la longitud efectiva del separador ( $L_{\text{eff}}$ ).**

La relación  $L_{\text{eff}}'/D$  debe encontrarse en el rango 2,5 - 5 que es comúnmente aceptado como óptimo de acuerdo a criterios económicos y operacionales.

- Si el valor se encuentra en el rango 2.5 - 5, la longitud efectiva de operación del separador ( $L_{\text{eff}}$ ) es la que ya se calculo como la longitud mínima efectiva ( $L_{\text{eff}}'$ ).
- Si el valor es superior a 5, es conveniente emplear un separador horizontal debido a las grandes cantidades de líquido que se están considerando.
- Si el valor es menor a 2.5, incrementar la altura efectiva del separador en aquellas distancias consideradas como más críticas en el diseño (por lo general se incrementan  $h_2$  y  $h_3$ ) hasta obtener la relación deseada, siguiendo los dos pasos mostrados a continuación:
  - Se calcula la longitud efectiva de operación del separador ( $L_{\text{eff}}$ ) como tres veces el diámetro del equipo.
  - Se incrementan las distancias  $h_2$  ó  $h_2'$  y  $h_3$  con las siguientes ecuaciones:

$$h_2^* = h_2 + F_{25} \cdot \frac{\frac{\pi L_{\text{eff}} - L_{\text{eff}}'}{2} \cdot \frac{\rho}{\sigma}}{e} \dots \text{Ec. 5.19.}$$

$$h_2'^* = h_2' + F_{25} \cdot \frac{\frac{\pi L_{\text{eff}} - L_{\text{eff}}'}{2} \cdot \frac{\rho}{\sigma}}{e} \dots \text{Ec. 5.20.}$$

$$h_3^* = h_3 + F_{25} \cdot \frac{\frac{\pi L_{\text{eff}} - L_{\text{eff}}'}{2} \cdot \frac{\rho}{\sigma}}{e} \dots \text{Ec. 5.21.}$$

donde:

$F_{25}$ ... Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés:1, Sistema Internacional:1000<sup>mm/m</sup>).

$h_2^* = h_{\text{boq-Malla}}^*$ ... Distancia entre la boquilla de entrada y el fondo del extractor [pulg] , [mm].

$h_2'^* = h_{\text{boq-tan}}^*$ ... Distancia entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior [pulg] , [mm].

$h_2' = h_{\text{boq-tan}} \dots$  Distancia mínima permisible entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior [pulg] , [mm].

$h_2 = h_{\text{boq-Malla}} \dots$  Distancia mínima permisible entre la boquilla de entrada y el fondo del extractor [pulg] , [mm].

$h_3^* = h_{\text{NAAL-boq}^*} \dots$  Distancia entre el NAAL y la parte inferior de la boquilla de entrada [pulg] , [mm].

$h_3 = h_{\text{NAAL-boq}} \dots$  Distancia mínima permisible entre el NAAL y la parte inferior de la boquilla de entrada [pulg] , [mm].

$L_{\text{eff}}' \dots$  Longitud mínima efectiva de operación del separador [pulg] , [m].

$L_{\text{eff}} \dots$  Longitud efectiva de operación del separador [pulg] , [m].

### Paso 17.– Calcular la longitud del equipo (L).

La longitud del recipiente se calcula con la siguiente ecuación:

$$L = \frac{(F_{25} \cdot L_{\text{eff}}) + (2 \cdot h_0)}{F_{20}} \dots \text{Ec. 5.22.}$$

donde:

$F_{20} \dots$  Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés: 12<sup>pulg</sup>/pie, Sistema Internacional: 1000<sup>mm</sup>/m).

$F_{25} \dots$  Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés: 1, Sistema Internacional: 1000<sup>mm</sup>/m).

$h_0 \dots$  Distancia entre la línea tangente superior y la boquilla de salida de gas [pulg] , [mm].

$L \dots$  Longitud del equipo [pie] , [m].

$L_{\text{eff}} \dots$  Longitud efectiva de operación del separador [pulg] , [m].

Debe recordarse que la altura real del recipiente sumará a esta longitud del equipo, todas las tolerancias de construcción necesarias.

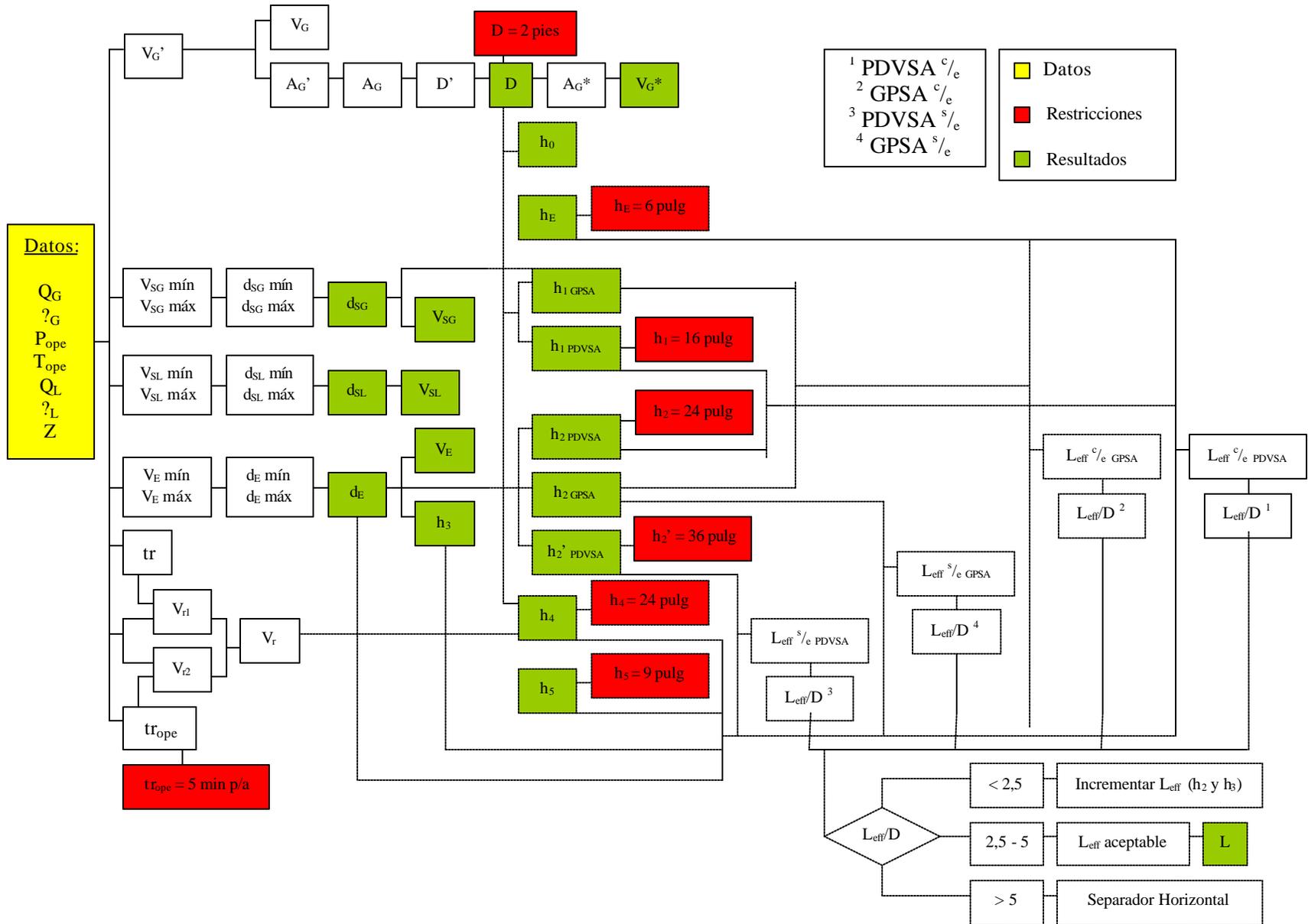
**Paso 18.– Calcular el diámetro de la malla separadora de gotas ( $D_{\text{Malla}}$ ).**

El diámetro de la malla es aproximadamente igual al diámetro del equipo.

**Paso 19.– Tabla de resultados.**

Al final debe presentarse una tabla de resultados con los siguientes valores: el diámetro del recipiente ( $D$ ), la velocidad del gas en el recipiente ( $V_G^*$ ), el diámetro de la boquilla de entrada ( $d_E$ ), la velocidad superficial de la mezcla en la boquilla de entrada ( $V_E$ ), el diámetro de la boquilla de salida del gas ( $d_{SG}$ ), la velocidad del flujo en la boquilla de salida del gas ( $V_{SG}$ ), el diámetro de la boquilla de salida del líquido ( $d_{SL}$ ), la velocidad del flujo en la boquilla de salida del líquido ( $V_{SL}$ ), la distancia entre la línea tangente superior y la boquilla de salida de gas ( $h$ ), la distancia entre la parte superior del extractor y la línea tangente superior ( $h_1^*$ ), la distancia entre la boquilla de entrada y el fondo del extractor ( $h_2^*$ ), la distancia entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior ( $h_2'^*$ ), la distancia entre el NAAL y la parte inferior de la boquilla de entrada ( $h_3^*$ ), la distancia entre el NAAL y el NBBL ( $h_4^*$ ), la distancia entre el NBBL y la boquilla de salida de líquido ( $h_5$ ), el espesor del extractor de nieblas ( $h_E$ ) y la longitud efectiva del equipo ( $L$ ).

### Flujograma para Separadores Verticales



## 5.2. PROCEDIMIENTO DE DISEÑO PARA SEPARADORES HORIZONTALES.

Ver Anexo N° 8 para orientación y seguimiento de ciertas tolerancias de diseño, y N° 9 para identificación de áreas, alturas y niveles.

Los tres primeros pasos son iguales a los pasos 1, 2 y 3 de los separadores verticales.

En el paso 2, para calcular la velocidad del gas máxima permisible en el recipiente, el valor de K que se sustituye en la ecuación 2.5. es  $K_H$  ( $K_H=1.25xK_v$ ).

### Paso 4.– Dimensionamiento inicial del separador horizontal.

El estimado del tamaño óptimo del separador es un procedimiento de tanteo. Primero, se supone un tamaño de separador, luego se verifica si dicho equipo es adecuado para el servicio. Este procedimiento se debería repetir hasta que se optimice el tamaño del separador, ya que el objetivo es diseñar el equipo más pequeño adecuado para el servicio:

1. *Calcular el volumen de retención entre el NAAL y el NBBL (Vr).* Como se explicó en el paso 5 del procedimiento de diseño para separadores verticales.

#### *Primer Tanteo*

2. *Asumir un valor inicial de la relación  $L_{eff}'/D$ ,* donde  $L_{eff}'$  es la longitud mínima efectiva de operación, es decir, la requerida para que el proceso de separación se cumpla, la cual varía según la presión de operación en los siguientes rangos:

$P < 250$ psig	$1.5 < F_{25} \cdot (L_{eff}'/D) < 3.0$
$250 < P < 500$	$3.0 < F_{25} \cdot (L_{eff}'/D) < 4.0$
$P > 500$ psig	$4.5 < F_{25} \cdot (L_{eff}'/D) < 6.0$

3. *Calcular el diámetro del equipo y a partir de la relación  $L_{eff}'/D$  calcular la longitud mínima efectiva de operación,* se estima que el área de la sección transversal del separador debe ser aproximadamente tres veces mayor al área

requerida para el flujo de gas, por lo tanto el diámetro del equipo se calcula con la siguiente ecuación:

$$D' = F_{20} \sqrt{\frac{4 A_{\text{total}}}{p}} \dots \text{Ec. 5.23}$$

donde:

$A_{\text{total}}$ ... Área de sección transversal para separadores horizontales [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

$D'$ ... Diámetro calculado del recipiente [pulg], [mm].

$F_{20}$ ... Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés: 12 pulg/pie, Sistema Internacional: 1000 mm/m).

Luego se redondea al diámetro comercial por arriba, más cercano “D\*”. (Ver Tabla N° 4. Diámetros comerciales para recipientes).

**4. Calcular el área vertical entre el NBBL y el NAAL (ó el NBL y el NAL cuando aplique).** El área vertical entre el NBBL y el NAAL se obtiene dividiendo el volumen de retención máximo de líquido entre la longitud mínima efectiva de operación:

$$A_{\text{NBBL-NAAL}} = F_{24} \frac{V_r}{L_{\text{eff}}} \dots \text{Ec. 5.24.}$$

donde:

$A_{\text{NBBL-NAAL}}$ ... Área vertical entre el NBBL y el NAAL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

$F_{24}$ ... Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés: 12 pulg/pie, Sistema Internacional: 1).

$L_{\text{eff}}$ ... Longitud mínima efectiva de operación del separador [pulg], [m].

$V_r$ ... Volumen de retención máximo de líquido entre el NAAL y el NBBL [ $\text{pie}^3$ ], [ $\text{m}^3$ ].

El área vertical entre el NAL y el NBL ( $A_{\text{NAL-NBL}}$ ), corresponde al volumen de retención de operación de líquido entre el NAL y el NBL, dividido por la longitud efectiva de operación:

$$A_{\text{NAL-NBL}} = F_{24} \cdot \frac{V_{r1}}{L_{\text{eff}}'} \dots \text{Ec. 5.25.}$$

donde:

$A_{\text{NAL-NBL}}$ ... Área vertical entre el NAL y el NBL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

$L_{\text{eff}}'$ ... Longitud mínima efectiva de operación del separador [pulg], [m].

$V_{r1}$ ... Volumen de retención de operación de líquido entre el NAL y el NBL [ $\text{pie}^3$ ], [ $\text{m}^3$ ].

Si el equipo no posee interruptores de NBBL y NAAL, el  $A_{\text{NAL-NBL}} = A_{\text{NAAL-NBBL}}$ .

5. **Calcular la distancia vertical mínima permisible entre el NBBL (ó el NBL cuando aplique) y el fondo del separador ( $h_9$ ).** Esta distancia se calcula con la información de la sección 2.10.3. (6. Nivel bajo-bajo de líquido).
6. **Calcular el área fraccional ( $A_1^*$ ) de la sección transversal localizada entre el fondo del separador y el NBBL (ó el NBL cuando aplique) ( $A_{\text{fon-NBBL}}$ ), a la altura del NBBL (ó NBL) ( $h_{\text{NBBL}}$ ).** El término “área fraccional” se usará genéricamente como la razón de una área transversal sobre el área transversal total del separador horizontal.

Para calcular el área fraccional ( $A_1^*$ ) de la sección transversal localizada entre el fondo del separador y el NBBL, se utiliza la Tabla N° 2 en donde con el valor de  $R_1^* = h_9/D^*$  se lee el valor correspondiente a  $A_1^*$ . (Nota: La Tabla N° 2 se usará para todos los cálculos subsiguientes del diámetro de separador y del área de la sección transversal).

El término “altura fraccional” se usará genéricamente como la razón de una altura sobre el diámetro del separador horizontal.

7. **Calcular el área vertical entre el NBBL (ó NBL) y el fondo del separador ( $A_{fon-NBBL}$ ).** Esta área se calcula multiplicando el área fraccional de la sección transversal  $A_1^*$  por el área del separador:

$$A_{fon-NBBL} = A_1^* \cdot A_{SEP} \dots \text{Ec. 5.26.}$$

$$A_{SEP} = \frac{p}{4} \cdot \frac{D^*}{F_{20}} \dots \text{Ec. 5.27.}$$

donde:

$A_1^*$ ... Área fraccional de la sección transversal entre el fondo del separador y el NBBL [adimensional]

$A_{fon-NBBL}$ ...Área vertical entre el fondo del separador y el NBBL [pie<sup>2</sup>], [m<sup>2</sup>].

$A_{SEP}$ ...Área de la sección transversal de los separadores horizontales [pie<sup>2</sup>], [m<sup>2</sup>].

$D^*$ ... Diámetro mínimo requerido del recipiente [pulg], [mm].

$F_{20}$ ... Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés:12 pulg/pie, Sistema Internacional:1000 mm/m).

8. **Calcular el área vertical disponible para el flujo de gas ( $A_{VD}$ ).** El área de la sección transversal vertical disponible para este flujo se calcula con la siguiente ecuación:

$$A_{VD} = A_{SEP} - (A_{fon-NBBL} + A_{NBBL-NAAL}) \dots \text{Ec. 5.28.}$$

donde:

$A_{fon-NBBL}$ ... Área vertical entre el fondo del separador y el NBBL [pie<sup>2</sup>], [m<sup>2</sup>].

$A_{NBBL-NAAL}$ ... Área vertical entre el NBBL y el NAAL [pie<sup>2</sup>], [m<sup>2</sup>].

$A_{SEP}$ ...Área de la sección transversal de los separadores horizontales [pie<sup>2</sup>], [m<sup>2</sup>].

$A_{VD}$ ... Área vertical disponible para el flujo de gas [pie<sup>2</sup>], [m<sup>2</sup>].

**9. Comparar el valor obtenido del área de sección transversal requerida ( $A_G$ ) con el área disponible para el flujo de gas ( $A_{VD}$ ).** Si  $A_G$  es igual a  $A_{VD}$ , el diámetro asumido en el paso 4-3 es correcto. Si  $A_{VD}$  es significativamente mayor que  $A_G$ , el tamaño del separador que se supuso es demasiado grande para el servicio, y si  $A_{VD}$  es significativamente menor que  $A_G$ , el tamaño del separador que se supuso es demasiado pequeño.

### ***Siguientes Tanteos***

De acuerdo a lo expresado en el paso 4-8, se debe repetir el procedimiento desde 4-3 con un valor de diámetro mayor o menor según sea el caso, hasta encontrar el valor para el diámetro mínimo óptimo.

Al lograr esto, se obtendrá la longitud efectiva de operación del separador ( $L_{eff}$ ).

**Paso 5.– Calcular el área vertical de líquido requerida entre el fondo del separador y el NAAL ( $A_{fon-NAAL}$ ).**

Esta área se obtiene sumando el área vertical entre el fondo del separador y el NBBL y el área vertical entre el NBBL y el NAAL:

$$A_{fon-NAAL} = A_{fon-NBBL} + A_{NBBL-NAAL} \dots \text{Ec. 5.29.}$$

donde:

$A_{fon-NAAL} \dots$  Área vertical entre el fondo del separador y el NAAL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

$A_{fon-NBBL} \dots$  Área vertical entre el fondo del separador y el NBBL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

$A_{NBBL-NAAL} \dots$  Área vertical entre el NBBL y el NAAL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

**Paso 6.– Calcular la distancia vertical entre el fondo del separador y el NAAL (ó el NAL cuando aplique) ( $h_6^* = h_{fon-NAAL}^*$ ).**

La distancia vertical mínima permisible entre el fondo del separador y el NAAL se calcula con la siguiente ecuación:

$$h_6 = R_2 * 'D * \dots \text{ Ec. 5.30.}$$

donde:

$D^*$ ... Diámetro mínimo requerido del recipiente [pulg] , [mm].

$h_6$ ... Distancia mínima permisible entre el NAAL y el fondo del separador [pulg] , [mm].

$R_2^*$ ... Altura fraccional de la sección transversal entre el fondo del separador y el NAAL [adimensional]

Para calcular la altura fraccional de la sección transversal entre el fondo del separador y el NAAL ( $R_2^*$ ), se utiliza la Tabla N° 2 en donde con el valor de  $A_2^* = A_{\text{fon-NAAL}}/A_{\text{SEP}}$  se lee el valor correspondiente a  $R_2^*$ .

Nota: si  $A_2^*$  es mayor que 0.5, la Tabla N° 2 deberá usarse de la siguiente manera:

- Sea  $A_2'^* = 1 - A_2^*$
- Leer en la Tabla N° 2,  $R_2'^*$  como el valor correspondiente a  $A_2'^*$
- $R_2^* = 1 - R_2'^*$

Luego de calcular el valor mínimo permisible se redondea este valor para obtener la distancia entre el NAAL y el fondo del separador ( $h_6^*$ ).

### **Paso 7.– Dimensionar las boquillas de entrada y salida.**

Las boquillas de entrada y salida de un separador horizontal se calculan igual que para los separadores verticales.

### **Paso 8.– Calcular el lado más largo de la malla separadora de gotas ( $D_{\text{Malla}}'^*$ ).**

El lado más largo mínimo permisible de la malla separadora de gotas se calcula con la siguiente ecuación:

$$D_{\text{Malla}}' = F_{20} ' \sqrt{A_G} \dots \text{ Ec. 5.31.}$$

donde:

$A_G$ ... Área de sección transversal requerida para el flujo de gas [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

$D_{\text{Malla}'}$ ... Lado mas largo mínimo permisible de una malla rectangular [pulg], [mm].

$F_{20}$ ...Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés:  $12 \text{ pulg}/\text{pie}$ , Sistema Internacional:  $1000 \text{ mm}/\text{m}$ ).

Luego de calcular el valor mínimo permisible se redondea este valor para obtener el lado mas largo de la malla rectangular ( $D_{\text{Malla}'*}$ ).

**Paso 9.– Calcular la distancia mínima entre el tope de la malla y la boquilla de salida del gas ( $h_{\text{Malla-boq}}$ ).**

$$h_{\text{Malla-boq}} = \frac{D_{\text{Malla}'*} - d_{\text{SG}}}{2} \dots \text{Ec. 5.32.}$$

donde:

$D_{\text{Malla}'*}$ ... Lado mas largo de una malla rectangular [pulg], [mm].

$d_{\text{SG}}$ ... Diámetro de la boquilla de salida del gas [pulg], [mm].

$h_{\text{malla-boq}}$ ... Distancia entre el tope de la malla y la boquilla de salida del gas [pulg], [mm].

**Paso 10.– Calcular la distancia vertical disponible entre el fondo de la malla y el NAAL ( $h_{\text{Malla-NAAL}}$ ).**

La distancia vertical disponible entre el fondo de la malla y el NAAL se calcula con la siguiente ecuación:

$$h_{\text{Malla-NAAL}} = D^* - h_6^* - h_{\text{Malla-boq}} - h_E \dots \text{Ec. 5.33.}$$

donde:

$D^*$ ... Diámetro mínimo requerido del recipiente [pulg], [mm].

$h_6^*$ ...Distancia entre el NAAL y el fondo del separador [pulg], [mm].

$h_E$ ... Espesor del extractor de nieblas [pulg], [mm].

$h_{\text{malla-boq}} \dots$  Distancia entre el tope de la malla y la boquilla de salida del gas [pulg] , [mm].

$h_{\text{malla-NAAL}} \dots$  Distancia entre el fondo de la malla y el NAAL [pulg] , [mm].

Según la normativa de PDVSA la distancia vertical mínima disponible entre el fondo de la malla y el NAAL debe ser de 300 mm (12 pulg), para prevenir un salpiqueo excesivo en la malla.

**Paso 11.– Verificar si el espacio de gas es adecuado para montar una malla.**

Calcule la distancia de la cuerda disponible para instalar la malla, usando la Tabla N° 2 o directamente por medio de la siguiente ecuación:

$$h_{\text{boq-NAAL}} = D^* \left[ \frac{1}{\cos \theta} - \frac{2}{D^*} \right] (D^* - h_{\text{Malla-NAAL}} - h_6^*) \dots \text{Ec. 5.34.}$$

donde:

$D^* \dots$  Diámetro mínimo requerido del recipiente [pulg] , [mm].

$h_6^* \dots$  Distancia entre el NAAL y el fondo del separador [pulg] , [mm].

$h_{\text{boq-NAAL}} \dots$  Distancia entre la boquilla de entrada y el NAAL [pulg] , [mm].

$h_{\text{malla-NAAL}} \dots$  Distancia entre el fondo de la malla y el NAAL [pulg] , [mm].

Según la normativa de PDVSA la distancia vertical mínima disponible entre la boquilla de entrada y el NAAL debe ser de 150 mm (6 pulg).

**Paso 12.– Calcular el diámetro del equipo (D).**

$$D' = h_{\text{Malla-NAAL}} + h_6^* + h_{\text{Malla-boq}} + h_E \dots \text{Ec. 5.35.}$$

donde:

$D' \dots$  Diámetro calculado del recipiente [pulg] , [mm].

$h_6^* \dots$  Distancia entre el NAAL y el fondo del separador [pulg] , [mm].

$h_E$ ... Espesor del extractor de nieblas [pulg] , [mm].

$h_{\text{malla-boq}}$ ... Distancia entre el tope de la malla y la boquilla de salida del gas [pulg] , [mm].

$h_{\text{malla-NAAL}}$ ... Distancia entre el fondo de la malla y el NAAL [pulg] , [mm].

Luego se redondea al diámetro comercial por arriba, más cercano “D”. (Ver Tabla N° 4. Diámetros comerciales para recipientes).

Si el diámetro resultante es diferente al obtenido en el paso 4, se deben redimensionar las distancias internas del separador.

### **Paso 13.– Calcular otras áreas y distancias verticales dentro del separador.**

En el caso que no se tengan interruptores y/o alarmas de el NBBL y el NAAL, no es necesario realizar los cálculos de éstas áreas y distancias.

El área vertical entre el NBBL y el NBL ( $A_{\text{NBBL-NBL}}$ ), corresponde al volumen de líquido que se tendrá en cinco minutos (300 s) dividido por  $L_{\text{eff}}$ :

$$A_{\text{NBBL-NBL}} = F_{24} \left( \frac{Q_L \cdot 300s}{L_{\text{eff}}} \right)^{\frac{1}{3}} \dots \text{Ec.5.36.}$$

donde:

$A_{\text{NBBL-NBL}}$ ... Área vertical entre el NBBL y el NBL [pie<sup>2</sup>] , [m<sup>2</sup>].

$F_{24}$ ... Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés:12 <sup>pulg</sup>/<sub>pie</sub>, Sistema Internacional:1).

$L_{\text{eff}}$ ... Longitud efectiva de operación del separador [pulg] , [m].

$Q_L$ ... Flujo volumétrico del líquido en condiciones de operación [pie<sup>3</sup>/s] , [m<sup>3</sup>/s].

El área vertical entre el NAAL y el NAL ( $A_{\text{NAAL-NAL}}$ ), es igual al  $A_{\text{NBBL-NBL}}$ .

El área vertical entre el fondo del separador y el NBL ( $A_{\text{fon-NBL}}$ ), se obtiene con la siguiente ecuación:

$$A_{\text{fon-NBL}} = A_{\text{fon-NBBL}} + A_{\text{NBBL-NBL}} \dots \text{Ec. 5.37.}$$

donde:

$A_{\text{fon-NBBL}}$ ... Área vertical entre el fondo del separador y el NBBL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

$A_{\text{fon-NBL}}$ ... Área vertical entre el fondo del separador y el NBL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

$A_{\text{NBBL-NBL}}$ ... Área vertical entre el NBBL y el NBL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

El área vertical entre el fondo del separador y el NAL ( $A_{\text{fon-NAL}}$ ), se obtiene con la siguiente ecuación:

$$A_{\text{fon-NAL}} = A_{\text{fon-NBL}} + A_{\text{NAL-NBL}} \dots \text{Ec. 5.38.}$$

donde:

$A_{\text{fon-NAL}}$ ... Área vertical entre el fondo del separador y el NAL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

$A_{\text{fon-NBL}}$ ... Área vertical entre el fondo del separador y el NBL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

$A_{\text{NAL-NBL}}$ ... Área vertical entre el NAL y el NBL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

La distancia vertical entre el fondo del separador y el NBL se obtiene con la siguiente ecuación:

$$h_{\text{fon-NBL}} = R_3 * \hat{D} \dots \text{Ec. 5.39.}$$

donde  $R_3^*$  se calcula a partir de la Tabla N° 2 con el valor de  $A_3^* = A_{\text{fon-NBL}} / A_{\text{SEP}}$ .

La distancia vertical entre el fondo del separador y el NAL se calcula con la siguiente ecuación:

$$h_{\text{fon-NAL}} = R_4 * \hat{D} \dots \text{Ec. 5.40.}$$

donde  $R_4^*$  se calcula a partir de la Tabla N° 2 con el valor de  $A_4^* = A_{\text{fon-NAL}} / A_{\text{SEP}}$ .

**Paso 14.– Calcular la longitud tangente a tangente del equipo (L').**

La longitud tangente a tangente del separador (L'), es la suma en unidades consistentes, de la longitud efectiva de operación y todos los tamaños nominales de las boquillas de entrada y de salida del gas.

**Paso 15.– Calcular la longitud del equipo (L).**

La longitud del recipiente se calcula con la longitud tangente a tangente del equipo mas la distancia aproximada de los dos casquetes del mismo utilizando la siguiente ecuación:

$$L = \frac{L' + \frac{D}{4} + \frac{1}{F_{25}}}{F_{24}} \dots \text{Ec. 5.41.}$$

donde:

D... Diámetro del recipiente [pulg] , [mm].

F<sub>24</sub>...Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés:12<sup>pulg/pie</sup>, Sistema Internacional:1).

F<sub>25</sub>...Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés:1, Sistema Internacional:1000<sup>mm/m</sup>).

L'... Longitud tangente a tangente del separador [pulg] , [m].

L... Longitud del equipo [pie] , [m].

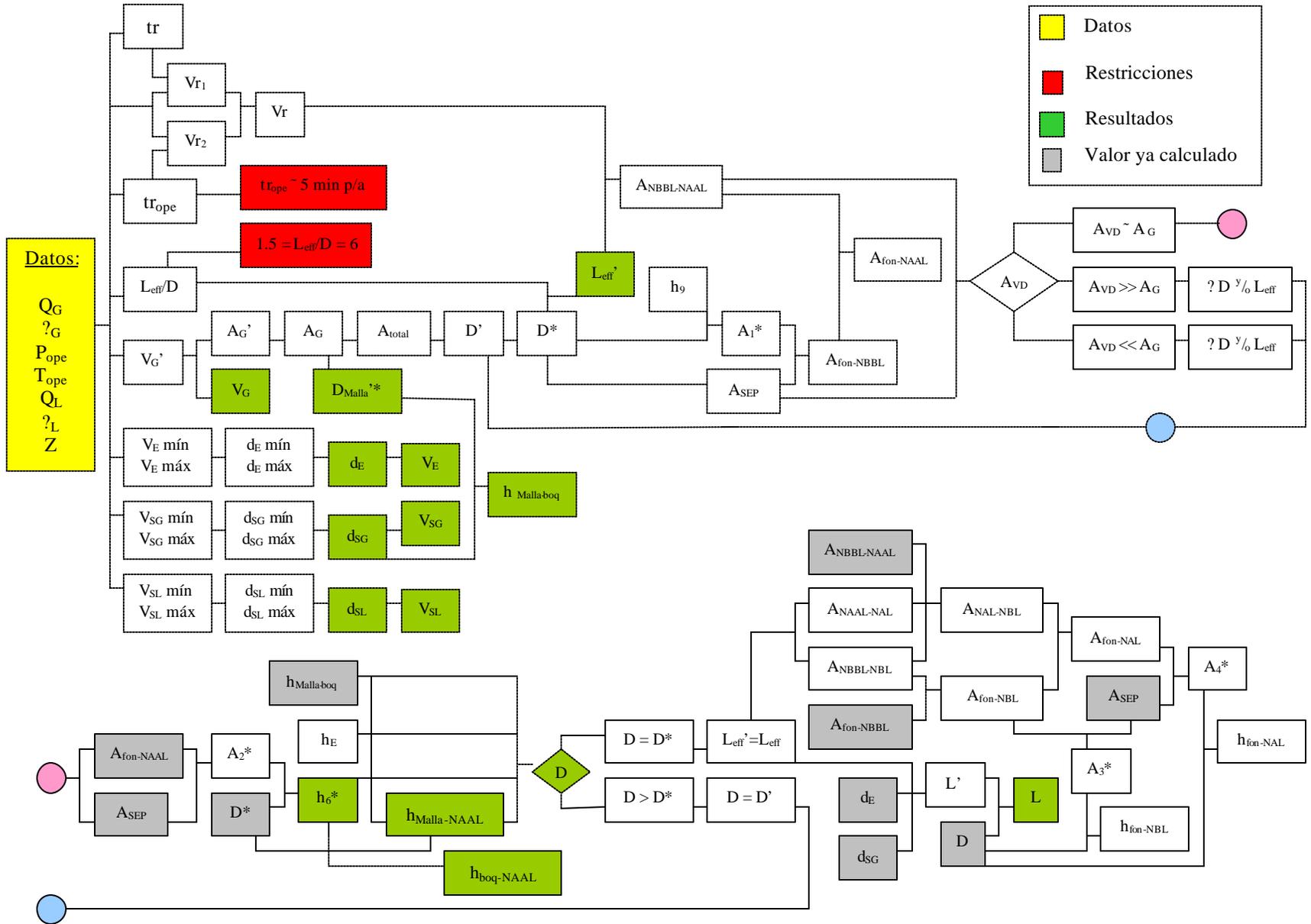
Luego se redondea el valor de la longitud del equipo. Debe recordarse que la altura real del recipiente sumará a esta longitud del equipo, todas las tolerancias de construcción necesarias.

**Paso 16.– Tabla de resultados.**

Al final debe presentarse una tabla de resultados con los siguientes valores: el diámetro del recipiente (D), la velocidad del gas en el recipiente (V<sub>G</sub>), el diámetro de la boquilla de entrada (d<sub>E</sub>), la velocidad superficial de la mezcla en la boquilla de entrada (V<sub>E</sub>), el diámetro

de la boquilla de salida del gas ( $d_{SG}$ ), la velocidad del flujo en la boquilla de salida del gas ( $V_{SG}$ ), el diámetro de la boquilla de salida del líquido ( $d_{SL}$ ), la velocidad del flujo en la boquilla de salida del líquido ( $V_{SL}$ ), la longitud efectiva de operación del separador ( $L_{eff}$ ), la distancia entre el NAAL y el fondo del separador ( $h_6^*$ ), el lado mas largo de una malla rectangular ( $D_{Malla}^*$ ), la distancia entre el tope de la malla y la boquilla de salida del gas ( $h_{Malla-boq}$ ), la distancia entre el fondo de la malla y el NAAL ( $h_{Malla-NAAL}$ ), la distancia entre la boquilla de entrada y el NAAL ( $h_{boq-NAAL}$ ), la relación  $L_{eff}/D$  y la longitud del equipo ( $L$ ).

### Flujograma para Separadores Horizontales



### 5.3. EJEMPLO DEL DIMENSIONAMIENTO DE UN SEPARADOR VERTICAL.

Se desea separar 4308.7792 barriles por día de crudo, de 51.4615 lb/pie<sup>3</sup>, de 30 MMPCNGD, de gravedad 0.678, la separación se llevará a cabo en un separador vertical en la estación AGV-4A (Anaco), a 250 Psia y 90°F. El factor de compresibilidad del gas es de 0.98. El equipo debe poseer un tiempo de respuesta del operador de 300 segundos.

#### Datos:

$$Q_G = 30 \times 10^6 \text{ pie}^3/\text{día} = 30.0125 \text{ pie}^3/\text{s}$$

$$\gamma_G = 0.678$$

$$P_{\text{ope}} = 250 \text{ Psia}$$

$$T_{\text{ope}} = 90 \text{ °F} = 550 \text{ °R}$$

$$Q_L = 4308.7792 \text{ barriles/día} = 0.28 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$\gamma_L = 51.4615 \text{ lb/pie}^3$$

$$Z = 0.98$$

#### 1. VELOCIDAD DEL GAS PERMISIBLE EN EL RECIPIENTE.

$$r_G = \frac{P_{\text{ope}} \cdot P_{\text{Maire}} \cdot \gamma_G}{Z \cdot R \cdot T_{\text{ope}}} = \frac{(250 \text{ Psia}) \cdot (28.966 \text{ lb/lbmol}) \cdot (0.678)}{(0.98) \cdot (10.73 \text{ Psi} \cdot \text{pie}^3 / \text{°R} \cdot \text{lbmol}) \cdot (550 \text{ °R})} = 0.8489 \text{ lb/pie}^3$$

$$W_G = r_G \cdot Q_G = (0.8489 \text{ lb/pie}^3) \cdot (30.0125 \text{ pie}^3/\text{s}) = 25.4776 \text{ lb/s}$$

$$W_L = r_L \cdot Q_L = (51.4615 \text{ lb/pie}^3) \cdot (0.28 \text{ pie}^3/\text{s}) = 14.4092 \text{ lb/s}$$

$$j = \frac{W_L}{W_G} \cdot \sqrt{\frac{r_G}{r_L}} = \frac{14.4092 \text{ lb/s}}{25.4776 \text{ lb/s}} \cdot \sqrt{\frac{0.8489 \text{ lb/pie}^3}{51.4615 \text{ lb/pie}^3}} = 0.0726$$

$$0.1^3 > j > 0.04 \quad \text{® Ec. 2.11.}$$

$$K_V = 0.45942 - (0.54293 \cdot j) + [17.00791 \cdot (j - 0.04)^2] - [237.42792 \cdot (j - 0.04)^3]$$

$$K_V = 0.45942 - (0.54293 \cdot 0.0726) + [17.00791 \cdot (0.0726 - 0.04)^2] - [237.42792 \cdot (0.0726 - 0.04)^3]$$

$$K_V = 0.4299$$

$$V_G' = K_V \cdot \sqrt{\frac{r_L - r_G}{r_G}} = 0.4299 \cdot \sqrt{\frac{(51.4615 - 0.8489)^{lb} / \text{pie}^3}{0.8489^{lb} / \text{pie}^3}} = 3.3195^{pie} / s$$

$$V_G = F_V \cdot V_G' = 0.85 \cdot (3.3195^{pie} / s) = 2.8216^{pie} / s$$

## 2. AREA DE LA SECCIÓN TRANSVERSAL REQUERIDA PARA EL FLUJO DE GAS.

$$A_G' = \frac{Q_G}{V_G} = \frac{30.0125^{pie^3} / s}{2.8216^{pie} / s} = 10.6367 \text{pie}^2$$

$$A_G = F_A \cdot A_G' = 1.20 \cdot (10.6367 \text{pie}^2) = 12.7640 \text{pie}^2$$

## 3. DIAMETRO DEL EQUIPO.

$$D' = F_{20} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot A_G}{p}} = 12^{pu \cdot lg} / \text{pie} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (12.7640 \text{pie}^2)}{p}} = 48.3760 \text{pu lg}$$

$$D = 54 \text{pu lg}$$

## 4. VELOCIDAD DEL GAS EN EL RECIPIENTE.

$$A_G^* = \frac{\frac{\pi D^2}{4} \cdot \frac{p}{\rho}}{\frac{\pi F_{20}^2}{4}} = \frac{\frac{\pi (54 \text{pu lg})^2}{4} \cdot \frac{p}{\rho}}{\frac{\pi (12^{pu \cdot lg} / \text{pie})^2}{4}} = 15.9043 \text{pie}^2$$

$$V_G^* = \frac{Q_G}{A_G^*} = \frac{30.0125^{pie^3} / s}{15.9043 \text{pie}^2} = 1.8871^{pie} / s$$

### 5. VOLUMEN DE RETENCIÓN MÁXIMO DE LÍQUIDO.

$$g_L = \frac{r_L}{r_a} = \frac{51.4615^{lb} / pie^3}{62.37^{lb} / pie^3} = 0.8251$$

$$\Delta API = \frac{141.5}{g_L} - 131.5 = \frac{141.5}{0.8251} - 131.5 = 39.9944$$

$$t_r = 1 \text{ min} = 60 \text{ s}$$

$$V_{r1} = Q_L \cdot t_r = (0.28^{pie^3} / s) \cdot (60 \text{ s}) = 16.8 \text{ pie}^3$$

$$V_{r2} = Q_L \cdot 300 = (0.28^{pie^3} / s) \cdot (300 \text{ s}) = 84 \text{ pie}^3$$

$$V_r = V_{r1} + V_{r2} = (16.8 + 84) \text{ pie}^3 = 100.8 \text{ pie}^3$$

NOTA: Se toman 300 segundos y no 600 porque ese es el tiempo de respuesta del operador que se estipuló necesario para calcular el equipo.

### 6. BOQUILLA DE ENTRADA.

$$l = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G} = \frac{0.28^{pie^3} / s}{(0.28 + 30.0125)^{pie^3} / s} = 0.0092$$

$$r_M = (1 - l) \cdot r_G + l \cdot r_L$$

$$r_M = (1 - 0.0092) \cdot (0.8489^{lb} / pie^3) + 0.0092 \cdot (51.4615^{lb} / pie^3) = 1.3145^{lb} / pie^3$$

$$V_{Emín} = \frac{45}{\sqrt{r_M}} = \frac{45}{\sqrt{1.3145^{lb} / pie^3}} = 39.2493 \text{ pie} / s$$

$$V_{E\text{máx}} = \frac{60}{\sqrt{r_M}} = \frac{60}{\sqrt{1.3145 \text{ lb} / \text{pie}^3}} = 52.3324 \text{ pie} / \text{s}$$

$$W_M = W_L + W_G = (14.4092 + 25.4776) \text{ lb} / \text{s} = 39.8868 \text{ lb} / \text{s}$$

$$Q_M = \frac{W_M}{r_M} = \frac{39.8868 \text{ lb} / \text{s}}{1.3145 \text{ lb} / \text{pie}^3} = 30.3437 \text{ pie}^3 / \text{s}$$

$$d_{E\text{mín}} = F_{20} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot Q_M}{p \cdot V_{E\text{máx}}}} = 12 \text{ pu lg} / \text{pie} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (30.3437 \text{ pie}^3 / \text{s})}{p \cdot (52.3324 \text{ pie} / \text{s})}} = 10.3106 \text{ pu lg}$$

$$d_{E\text{máx}} = F_{20} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot Q_M}{p \cdot V_{E\text{mín}}}} = 12 \text{ pu lg} / \text{pie} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (30.3437 \text{ pie}^3 / \text{s})}{p \cdot (39.2493 \text{ pie} / \text{s})}} = 11.9057 \text{ pu lg}$$

$$d_E = 12 \text{ pu lg}$$

$$V_E = \frac{4 \cdot Q_M}{p \cdot \frac{\pi d_E^3}{4} \cdot \frac{\rho}{F_{20}}} = \frac{4 \cdot (30.3437 \text{ pie}^3 / \text{s})}{p \cdot \frac{\pi (12 \text{ pu lg})^3}{4} \cdot \frac{\rho}{12 \text{ pu lg} / \text{pie}}} = 38.6348 \text{ pie} / \text{s}$$

### 7. $h_3 = h_{\text{NAAL-boq}}$

$$\text{PDVSA: } h_3 = d_E = 12 \text{ pu lg}$$

$$\text{GPSA: } h_3 = 12 \text{ pu lg} + \frac{d_E}{2} = 12 \text{ pu lg} + \frac{12 \text{ pu lg}}{2} = 18 \text{ pu lg}$$

## 8. BOQUILLAS DE SALIDA.

Boquilla de salida del gas:

$$V_{SG\text{mín}} = \frac{45}{\sqrt{r_G}} = \frac{45}{\sqrt{0.8489 \text{ lb} / \text{pie}^3}} = 48.8410 \text{ pie} / \text{s}$$

$$V_{SG\text{máx}} = \frac{60}{\sqrt{r_G}} = \frac{60}{\sqrt{0.8489 \text{ lb} / \text{pie}^3}} = 65.1213 \text{ pie} / \text{s}$$

$$d_{SG\text{mín}} = F_{20} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot Q_G}{p \cdot V_{SG\text{máx}}}} = 12 \text{ pulg} / \text{pie} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (30.0125 \text{ pie}^3 / \text{s})}{p \cdot (65.1213 \text{ pie} / \text{s})}} = 9.1923 \text{ pu lg}$$

$$d_{SG\text{máx}} = F_{20} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot Q_G}{p \cdot V_{SG\text{mín}}}} = 12 \text{ pulg} / \text{pie} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (30.0125 \text{ pie}^3 / \text{s})}{p \cdot (48.8410 \text{ pie} / \text{s})}} = 10.6144 \text{ pu lg}$$

$$d_{SG} = 10 \text{ pu lg}$$

$$V_{SG} = \frac{4 \cdot Q_G}{p \cdot \left( \frac{\pi d_{SG}^2}{4} \cdot F_{20} \right)} = \frac{4 \cdot (30.0125 \text{ pie}^3 / \text{s})}{p \cdot \left( \frac{\pi (10 \text{ pu lg})^2}{4} \cdot 12 \text{ pulg} / \text{pie} \right)} = 55.0269 \text{ pie} / \text{s}$$

Boquilla de salida del líquido:

$$V_{SL\text{mín}} = \frac{45}{\sqrt{r_L}} = \frac{45}{\sqrt{51.4615 \text{ lb} / \text{pie}^3}} = 6.2729 \text{ pie} / \text{s}$$

$$V_{SL\text{máx}} = \frac{60}{\sqrt{r_L}} = \frac{60}{\sqrt{51.4615 \text{ lb} / \text{pie}^3}} = 8.3639 \text{ pie} / \text{s}$$

$$d_{SL\text{mín}} = F_{20} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot Q_L}{p \cdot V_{SL\text{máx}}}} = 12 \text{ pulg} / \text{pie} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (0.28 \text{ pie}^3 / \text{s})}{p \cdot (8.3639 \text{ pie} / \text{s})}} = 2.4775 \text{ pu lg}$$

$$d_{SL\text{máx}} = F_{20} \sqrt{\frac{4 \cdot Q_L}{p \cdot V_{SL\text{mín}}}} = 12^{\text{pulg}} / \text{pie} \sqrt{\frac{4 \cdot (0.28^{\text{pie}^3} / \text{s})}{p \cdot (6.2729^{\text{pie}} / \text{s})}} = 2.8608 \text{pu lg}$$

$$d_{SL} = 3 \text{pu lg}$$

$$V_{SL} = \frac{4 \cdot Q_L}{p \cdot \frac{\pi d_{SL}^3}{4} \cdot F_{20}} = \frac{4 \cdot (0.28^{\text{pie}^3} / \text{s})}{p \cdot \frac{\pi (3 \text{pu lg})^3}{4} \cdot 12^{\text{pulg}} / \text{pie}} = 5.7041^{\text{pie}} / \text{s}$$

### 9. $h_0$

$$h_0 = \frac{D}{4} = \frac{54 \text{pu lg}}{4} = 13.5 \text{pu lg}$$

### 10. $h_1^* = h_{\text{Malla-tan}^*}$

$$\text{PDVSA: } h_1 = 0.15 \cdot D = 0.15 \cdot (54 \text{pu lg}) = 8.1 \text{pu lg}$$

$$h_1^* = 16 \text{pu lg}$$

$$\text{GPSA: } h_1 = \frac{\pi D - d_{SG}}{2} - h_0 = \frac{\pi (54 - 10) \text{pu lg}}{2} - 13.5 \text{pu lg} = 8.5 \text{pu lg}$$

$$h_1^* = 8.5 \text{pu lg}$$

### 11. ESPESOR DEL EXTRACTOR DE NIEBLA.

PDVSA y GPSA:

$$h_E = 6 \text{pu lg}$$

**12.  $h_2 = h_{\text{boq-Malla}}$  y  $h_2' = h_{\text{boq-tan}}$** 

PDVSA:  $h_2 = 0.5 \cdot D = 0.5 \cdot (54 \text{ pu lg}) = 27 \text{ pu lg}$

Sin extractor:  $h_2' = 36 \text{ pu lg}$

Con extractor:  $h_2 = 27 \text{ pu lg}$

GPSA:  $h_2 = D + \frac{d_E}{2} = 54 \text{ pu lg} + \frac{12 \text{ pu lg}}{2} = 60 \text{ pu lg}$

**13.  $h_4^* = h_{\text{NBBL-NAAL}}^*$** 

PDVSA y GPSA:

$$h_4 = (F_{20})^3 \cdot \frac{Vr}{\frac{\rho \cdot D^2 \cdot \dot{V}}{4}} = (12 \text{ pu lg} / \text{pie})^3 \cdot \frac{100.8 \text{ pie}^3}{\frac{\rho \cdot (54 \text{ pu lg})^2 \cdot \dot{V}}{4}} = 76.0548 \text{ pu lg}$$

$h_4^* = 76.5 \text{ pu lg}$

**14.  $h_5$** 

PDVSA y GPSA:

$h_5 = 9 \text{ pu lg}$

**15. LONGITUD MÍNIMA EFECTIVA DE SEPARACIÓN.**

PDVSA:

Sin extractor:

$$L_{\text{eff}}' = \frac{h_5 + h_4^* + h_3 + d_E + h_2'}{F_{25}} = \frac{(9 + 76.5 + 12 + 12 + 36) \text{ pu lg}}{1} = 145.5 \text{ pu lg}$$

$$\text{Con extractor: } L_{\text{eff}}' = \frac{h_5 + h_4^* + h_3 + d_E + h_2 + h_E + h_1^*}{F_{25}}$$

$$L_{\text{eff}}' = \frac{(9 + 76.5 + 12 + 12 + 27 + 6 + 16)\text{pu lg}}{1} = 158.5\text{pu lg}$$

GPSA:

Sin extractor:

$$L_{\text{eff}}' = \frac{h_5 + h_4^* + h_3 + d_E + h_2'}{F_{25}} = \frac{(9 + 76.5 + 18 + 12 + 60)\text{pu lg}}{1} = 175.5\text{pu lg}$$

$$\text{Con extractor: } L_{\text{eff}}' = \frac{h_5 + h_4^* + h_3 + d_E + h_2 + h_E + h_1^*}{F_{25}}$$

$$L_{\text{eff}}' = \frac{(9 + 76.5 + 18 + 12 + 60 + 6 + 8.5)\text{pu lg}}{1} = 190\text{pu lg}$$

## 16. VERIFICAR $L_{\text{eff}}'/D$ y CALCULAR LA LONGITUD EFECTIVA DE SEPARACIÓN.

PDVSA:

$$\text{Sin extractor: } F_{25} \cdot \frac{L_{\text{eff}}'}{D} = 1 \cdot \frac{145.5\text{pu lg}}{54\text{pu lg}} = 2.6944$$

$$\text{Con extractor: } F_{25} \cdot \frac{L_{\text{eff}}'}{D} = 1 \cdot \frac{158.5\text{pu lg}}{54\text{pu lg}} = 2.9352$$

GPSA:

$$\text{Sin extractor: } F_{25} \cdot \frac{L_{\text{eff}}'}{D} = 1 \cdot \frac{175.5\text{pu lg}}{54\text{pu lg}} = 3.2500$$

$$\text{Con extractor: } F_{25} \cdot \frac{L_{\text{eff}}'}{D} = 1 \cdot \frac{190\text{pu lg}}{54\text{pu lg}} = 3.5185$$

Las únicas relaciones  $L_{eff}'/D$  que cumplen con el rango preestablecido (3-5) son las de GPSA, por lo tanto:

GPSA sin extractor:

$$L_{eff}=L_{eff}'=175.5 \text{ pulg}, h_2^*=h_2=60 \text{ pulg y } h_3^*=h_3=18 \text{ pulg.}$$

GPSA con extractor:

$$L_{eff}=L_{eff}'=190 \text{ pulg}, h_2^*=h_2=60 \text{ pulg y } h_3^*=h_3=18 \text{ pulg.}$$

Las demás relaciones, son todas menores, por consiguiente es necesario incrementar la altura efectiva del separador aumentando las distancias consideradas como más críticas, por lo tanto:

PDVSA y GPSA:

$$L_{eff} = \frac{3 \cdot D \cdot \theta}{F_{25} \cdot \theta} = \frac{3 \cdot (54 \text{ pulg})}{1} = 162 \text{ pulg}$$

$h_2^*$ :

PDVSA:

Sin extractor:

$$h_2'^* = h_2' + F_{25} \cdot \frac{L_{eff} - L_{eff}'}{2 \cdot \theta} = 36 \text{ pulg} + \frac{1}{1} \cdot \frac{(162 - 145.5) \text{ pulg}}{2} = 44.25 \text{ pulg}$$

Con extractor:

$$h_2^* = h_2 + F_{25} \cdot \frac{L_{eff} - L_{eff}'}{2 \cdot \theta} = 27 \text{ pulg} + \frac{1}{1} \cdot \frac{(162 - 158.5) \text{ pulg}}{2} = 28.75 \text{ pulg}$$

**$h_3^*$ :**

PDVSA:

Sin extractor:

$$h_3^* = h_3 + F_{25} \cdot \frac{\rho L_{\text{eff}} - L_{\text{eff}}}{2} = 12 \text{pu lg} + \frac{1}{1} \cdot \frac{(162 - 145.5) \text{pu lg}}{2} = 20.25 \text{pu lg}$$

Con extractor:

$$h_3^* = h_3 + F_{25} \cdot \frac{\rho L_{\text{eff}} - L_{\text{eff}}}{2} = 12 \text{pu lg} + \frac{1}{1} \cdot \frac{(162 - 158.5) \text{pu lg}}{2} = 13.75 \text{pu lg}$$

**17. LONGITUD DEL EQUIPO.**

PDVSA:

Sin y con extractor:

$$L = \frac{(F_{25} \cdot L_{\text{eff}}) + (2 \cdot h_0)}{F_{20}} = \frac{(1 \cdot 162 \text{pu lg}) + (2 \cdot 13.5 \text{pu lg})}{12^{\text{pu lg}} / \text{pie}} = 15.75 \text{pies}$$

GPSA:

Sin extractor:

$$L = \frac{(F_{25} \cdot L_{\text{eff}}) + (2 \cdot h_0)}{F_{20}} = \frac{(1 \cdot 175.5 \text{pu lg}) + (2 \cdot 13.5 \text{pu lg})}{12^{\text{pu lg}} / \text{pie}} = 16.8750 \text{pies @ 17pies}$$

Con extractor:

$$L = \frac{(F_{25} \cdot L_{\text{eff}}) + (2 \cdot h_0)}{F_{20}} = \frac{(1 \cdot 190 \text{pu lg}) + (2 \cdot 13.5 \text{pu lg})}{12^{\text{pu lg}} / \text{pie}} = 18.0833 \text{pies @ 18.5pies}$$

**18. DIÁMETRO DE LA MALLA SEPARADORA DE GOTAS.**

$$D_{\text{Malla}} = D = 54 \text{pu lg}$$

**19. TABLA DE RESULTADOS.**

DATOS	Extractor	PDVSA	GPSA
D	54 pulg		
VG*	1.8871 pie/s		
dE	12 pulg		
VE	38.6348 pie/s		
dSG	10 pulg		
VSG	55.0269 pie/s		
dSL	3 pulg		
VSL	5.7041 pie/s		
h0	13.5 pulg		
h1*	16 pulg		8.5 pulg
h2*	s/e	44.25 pulg	60 pulg
	c/e	28.75 pulg	60 pulg
h3*	s/e	20.25 pulg	18 pulg
	c/e	13.75 pulg	18 pulg
h4*	76.5 pulg		
h5	9 pulg		
hE	6 pulg		
L	s/e	15.75 pies	17 pies
	c/e	15.75 pies	18.5 pies

donde:

s/e ... sin extractor

c/e ... con extractor

El equipo instalado en el campo presenta: diámetro de 54 pulgadas, longitud de 19 pulgadas, diámetro de la boquilla de entrada de 12 pulgadas y diámetros de las boquillas de salida de: el gas de 12 pulgadas y el líquido de 3 pulgadas; siendo éstos valores muy aproximados a los calculados con la metodología de diseño. Los demás valores calculados con la metodología no pudieron comprobarse con los del equipo debido a que en la empresa no se tenía acceso a los mismos.

El ejercicio realizado con ambas metodologías se realizó con los siguientes datos:

<b>QG</b>	598.968 pie <sup>3</sup> /día
<b>Grav. Específica del Gas</b>	0,7535
<b>Pope</b>	500 Psia
<b>Tope</b>	90°F
<b>QL</b>	7681.52 barriles/día
<b>Densidad del Crudo</b>	40.2918 lb/pie <sup>3</sup>
<b>Z</b>	0,9052

Obteniéndose como resultados los siguientes:

DATOS	Metodología realizada			Otra Metodología
	Extractor	PDVSA	GPSA	
<b>D</b>	42 pulg			42 pulg
<b>VG*</b>	0.7206 pie/s			0.7322 pie/s
<b>dE</b>	8 pulg			8 pulg
<b>VE</b>	21.2874 pie/s			23.2893 pie/s
<b>dSG</b>	6 pulg			6 pulg
<b>VSG</b>	35.3069 pie/s			35.3052 pie/s
<b>dSL</b>	4 pulg			6 pulg
<b>VSL</b>	5.7296 pie/s			5.8520 pie/s
<b>h0</b>	10.5 pulg			10.5 pulg
<b>h1*</b>	16 pulg		7.5 pulg	16 pulg
<b>h2*</b>	s/e	49.75 pulg	50.75 pulg	-
	c/e	32.75 pulg	46 pulg	36 pulg
<b>h3*</b>	s/e	21.75 pulg	20.75 pulg	-
	c/e	16.75 pulg	16 pulg	20 pulg
<b>h4*</b>	37.5 pulg			42 pulg
<b>h5</b>	9 pulg			9 pulg
<b>hE</b>	6 pulg			6 pulg
<b>L</b>	s/e	12.25 pie	12.25 pie	-
	c/e	12.25 pie	13 pie	12.5 pies

Pudiendo observar que los resultados son muy parecidos.

#### 5.4. EJEMPLO DEL DIMENSIONAMIENTO DE UN SEPARADOR HORIZONTAL.

Se desea separar 3847.1243 barriles por día de crudo, de 51.4615 lb/pie<sup>3</sup>, de 11 MMPCNGD, de gravedad 0.678, la separación se llevará a cabo en un separador horizontal en la estación CARISITO (Anaco), a 60 Psia y 90°F. El factor de compresibilidad del gas es de 0.95. El equipo debe poseer un tiempo de respuesta del operador de 450 segundos.

##### Datos:

$$Q_G = 11 \times 10^6 \text{ pie}^3 \text{N/día} = 44.4488 \text{ pie}^3/\text{s}$$

$$\gamma_G = 0.678$$

$$P_{\text{ope}} = 60 \text{ Psia} = 45.3 \text{ Psig}$$

$$T_{\text{ope}} = 90 \text{ °F} = 550 \text{ °R}$$

$$Q_L = 3847.1243 \text{ barriles/día} = 0.25 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$\gamma_L = 51.4615 \text{ lb/pie}^3$$

$$Z = 0.95$$

##### 1. VELOCIDAD DEL GAS PERMISIBLE EN EL RECIPIENTE.

$$r_G = \frac{P_{\text{ope}} \cdot P_{\text{Maire}} \cdot \gamma_G}{Z \cdot R \cdot T_{\text{ope}}} = \frac{(60 \text{ Psia}) \cdot (28.966 \text{ lb} / \text{lbmol}) \cdot (0.678)}{(0.95) \cdot (10.73 \text{ Psi} \cdot \text{pie}^3 / \text{°R} \cdot \text{lbmol}) \cdot (550 \text{ °R})} = 0.2102 \text{ lb} / \text{pie}^3$$

$$W_G = r_G \cdot Q_G = (0.2102 \text{ lb} / \text{pie}^3) \cdot (44.4488 \text{ pie}^3 / \text{s}) = 9.3431 \text{ lb} / \text{s}$$

$$W_L = r_L \cdot Q_L = (51.4615 \text{ lb} / \text{pie}^3) \cdot (0.25 \text{ pie}^3 / \text{s}) = 12.8654 \text{ lb} / \text{s}$$

$$j = \frac{W_L}{W_G} \cdot \sqrt{\frac{r_G}{r_L}} = \frac{12.8654 \text{ lb} / \text{s}}{9.3431 \text{ lb} / \text{s}} \cdot \sqrt{\frac{0.2102 \text{ lb} / \text{pie}^3}{51.4615 \text{ lb} / \text{pie}^3}} = 0.0880$$

$$0.1^3 j > 0.04 \quad \text{® Ec. 2.11.}$$

$$K_V = 0.45942 - (0.54293 \cdot j) + [17.00791 \cdot (j - 0.04)^2] - [237.42792 \cdot (j - 0.04)^3]$$

$$K_v = 0.45942 - (0.54293 \cdot 0.0880) + [17.00791 \cdot (0.0880 - 0.04)^2] - [237.42792 \cdot (0.0880 - 0.04)^3]$$

$$K_v = 0.4246$$

$$V_G' = K_v \cdot \sqrt{\frac{r_L - r_G}{r_G}} = 0.4246 \cdot \sqrt{\frac{(51.4615 - 0.2102)^{lb} / pie^3}{0.2102^{lb} / pie^3}} = 6.6300^{pie} / s$$

$$V_G = F_v \cdot V_G' = 0.85 \cdot (6.6300^{pie} / s) = 5.6355^{pie} / s$$

2. **ÁREA DE LA SECCIÓN TRANSVERSAL REQUERIDA PARA EL FLUJO DE GAS.**

$$A_G' = \frac{Q_G}{V_G} = \frac{44.4488^{pie^3} / s}{5.6355^{pie} / s} = 7.8873^{pie^2}$$

$$A_G = F_A \cdot A_G' = 1.20 \cdot (7.8873^{pie^2}) = 9.4648^{pie^2}$$

3. **DIÁMETRO DEL RECIPIENTE.**

$$D' = F_{20} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot A_G}{p}} = 12^{pu lg} / pie \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (9.4648^{pie^2})}{p}} = 41.6574^{pu lg}$$

$$D = 42^{pu lg}$$

4. **VELOCIDAD DEL GAS EN EL RECIPIENTE.**

$$A_G^* = \frac{\frac{\pi D^2}{4} \cdot \frac{p}{\rho}}{F_{20} \cdot \frac{\pi \rho^2}{4}} = \frac{\frac{\pi (42^{pu lg})^2}{4} \cdot \frac{p}{\rho}}{12^{pu lg} / pie \cdot \frac{\pi \rho^2}{4}} = 9.6211^{pie^2}$$

$$V_G^* = \frac{Q_G}{A_G^*} = \frac{44.4488^{pie^3} / s}{9.6211^{pie^2}} = 4.6199^{pie} / s$$

### 5. VOLUMEN DE RETENCIÓN MÁXIMO DE LÍQUIDO.

$$g_L = \frac{r_L}{r_a} = \frac{51.4615^{lb} / pie^3}{62.37^{lb} / pie^3} = 0.8251$$

$$\circ API = \frac{141.5}{g_L} - 131.5 = \frac{141.5}{0.8251} - 131.5 = 39.9944$$

$$t_r = 1 \text{ min} = 60 \text{ s}$$

$$V_{r1} = Q_L \cdot t_r = (0.25^{pie^3} / s) \cdot (60 \text{ s}) = 15 \text{ pie}^3$$

$$V_{r2} = Q_L \cdot 450 \text{ s} = (0.25^{pie^3} / s) \cdot (450 \text{ s}) = 112.5 \text{ pie}^3$$

$$V_r = V_{r1} + V_{r2} = (15 + 112.5) \text{ pie}^3 = 127.5 \text{ pie}^3$$

NOTA: Se toman 450 segundos y no 600 porque ese es el tiempo de respuesta del operador que se estipuló necesario para calcular el equipo.

### 6. BOQUILLA DE ENTRADA.

$$l = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G} = \frac{0.25^{pie^3} / s}{(0.25 + 44.4488)^{pie^3} / s} = 0.0056$$

$$r_M = (1 - l) \cdot r_G + l \cdot r_L$$

$$r_M = (1 - 0.0056) \cdot (0.2102^{lb} / pie^3) + 0.0056 \cdot (51.4615^{lb} / pie^3) = 0.4972^{lb} / pie^3$$

$$V_{Emín} = \frac{45}{\sqrt{r_M}} = \frac{45}{\sqrt{0.4972^{lb} / pie^3}} = 63.8186 \text{ pie} / s$$

$$V_{E_{\text{máx}}} = \frac{60}{\sqrt{r_M}} = \frac{60}{\sqrt{0.4972 \text{ lb} / \text{pie}^3}} = 85.0914 \text{ pie} / \text{s}$$

$$W_M = W_L + W_G = (12.8654 + 9.3431) \text{ lb} / \text{s} = 22.2085 \text{ lb} / \text{s}$$

$$Q_M = \frac{W_M}{r_M} = \frac{22.2085 \text{ lb} / \text{s}}{0.4972 \text{ lb} / \text{pie}^3} = 44.6671 \text{ pie}^3 / \text{s}$$

$$d_{E_{\text{mín}}} = F_{20} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot Q_M}{p \cdot V_{E_{\text{máx}}}}} = 12 \text{ pulg} / \text{pie} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (44.6671 \text{ pie}^3 / \text{s})}{p \cdot (85.0914 \text{ pie} / \text{s})}} = 9.8104 \text{ pu lg}$$

$$d_{E_{\text{máx}}} = F_{20} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot Q_M}{p \cdot V_{E_{\text{mín}}}}} = 12 \text{ pulg} / \text{pie} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (44.6671 \text{ pie}^3 / \text{s})}{p \cdot (63.8186 \text{ pie} / \text{s})}} = 11.3281 \text{ pu lg}$$

$$d_E = 10 \text{ pu lg}$$

$$V_E = \frac{4 \cdot Q_M}{p \cdot \frac{\pi d_E \dot{\theta}}{6 F_{20} \dot{\theta}}^2} = \frac{4 \cdot (44.6671 \text{ pie}^3 / \text{s})}{p \cdot \frac{\pi 10 \text{ pu lg} \dot{\theta}}{6 12 \text{ pulg} / \text{pie} \dot{\theta}}^2} = 81.8956 \text{ pie} / \text{s}$$

### 7. $h_3 = h_{\text{NAAL-boq}}$

$$\text{PDVSA: } h_3 = d_E = 10 \text{ pu lg}$$

$$\text{GPSA: } h_3 = 12 \text{ pu lg} + \frac{d_E}{2} = 12 \text{ pu lg} + \frac{10 \text{ pu lg}}{2} = 17 \text{ pu lg}$$

### 8. BOQUILLAS DE SALIDA.

Boquilla de salida del gas:

$$V_{SG\text{mín}} = \frac{45}{\sqrt{r_G}} = \frac{45}{\sqrt{0.2102^{\text{lb}} / \text{pie}^3}} = 98.1513^{\text{pie}} / \text{s}$$

$$V_{SG\text{máx}} = \frac{60}{\sqrt{r_G}} = \frac{60}{\sqrt{0.2102^{\text{lb}} / \text{pie}^3}} = 130.8684^{\text{pie}} / \text{s}$$

$$d_{SG\text{mín}} = F_{20} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot Q_G}{p \cdot V_{SG\text{máx}}}} = 12^{\text{pulg}} / \text{pie} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (44.4488^{\text{pie}^3} / \text{s})}{p \cdot (130.8684^{\text{pie}} / \text{s})}} = 7.8913^{\text{pu}} \text{lg}$$

$$d_{SG\text{máx}} = F_{20} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot Q_G}{p \cdot V_{SG\text{mín}}}} = 12^{\text{pulg}} / \text{pie} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (44.4488^{\text{pie}^3} / \text{s})}{p \cdot (98.1513^{\text{pie}} / \text{s})}} = 9.1121^{\text{pu}} \text{lg}$$

$$d_{SG} = 8^{\text{pu}} \text{lg}$$

$$V_{SG} = \frac{4 \cdot Q_G}{p \cdot \frac{\pi d_{SG}^2}{4} \cdot F_{20}} = \frac{4 \cdot (44.4488^{\text{pie}^3} / \text{s})}{p \cdot \frac{\pi (8^{\text{pu}} \text{lg})^2}{4} \cdot 12^{\text{pulg}} / \text{pie}} = 127.3364^{\text{pie}} / \text{s}$$

Boquilla de salida del líquido:

$$V_{SL\text{mín}} = \frac{45}{\sqrt{r_L}} = \frac{45}{\sqrt{51.4615^{\text{lb}} / \text{pie}^3}} = 6.2729^{\text{pie}} / \text{s}$$

$$V_{SL\text{máx}} = \frac{60}{\sqrt{r_L}} = \frac{60}{\sqrt{51.4615^{\text{lb}} / \text{pie}^3}} = 8.3639^{\text{pie}} / \text{s}$$

$$d_{SL\text{mín}} = F_{20} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot Q_L}{p \cdot V_{SL\text{máx}}}} = 12^{\text{pulg}} / \text{pie} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (0.25^{\text{pie}^3} / \text{s})}{p \cdot (8.3639^{\text{pie}} / \text{s})}} = 2.3410^{\text{pu}} \text{lg}$$

$$d_{SL\text{máx}} = F_{20} \sqrt{\frac{4 \cdot Q_L}{p \cdot V_{SL\text{mín}}}} = 12 \text{ pu lg / pie} \sqrt{\frac{4 \cdot (0.25 \text{ pie}^3 / \text{s})}{p \cdot (6.2729 \text{ pie} / \text{s})}} = 2.7032 \text{ pu lg}$$

$$d_{SL} = 3 \text{ pu lg}$$

$$V_{SL} = \frac{4 \cdot Q_L}{p \cdot \frac{\pi d_{SL}^2}{4} F_{20}} = \frac{4 \cdot (0.25 \text{ pie}^3 / \text{s})}{p \cdot \frac{\pi (3 \text{ pu lg})^2}{4} 12 \text{ pu lg / pie}} = 5.0930 \text{ pie} / \text{s}$$

### 9. $h_0$

$$h_0 = \frac{D}{4} = \frac{42 \text{ pu lg}}{4} = 10.5 \text{ pu lg}$$

### 10. $h_1^* = h_{\text{Malla-tan}^*}$

$$\text{PDVSA: } h_1 = 0.15 \cdot D = 0.15 \cdot (42 \text{ pu lg}) = 6.3 \text{ pu lg}$$

$$h_1^* = 16 \text{ pu lg}$$

$$\text{GPSA: } h_1 = \frac{\pi D - d_{SG}}{2} - h_0 = \frac{\pi (42 - 8) \text{ pu lg}}{2} - 10.5 \text{ pu lg} = 6.5 \text{ pu lg}$$

$$h_1^* = 6.5 \text{ pu lg}$$

### 11. ESPESOR DEL EXTRACTOR DE NIEBLA.

PDVSA y GPSA:

$$h_E = 6 \text{ pu lg}$$

**12.  $h_2 = h_{\text{boq-Malla}}$  y  $h_2' = h_{\text{boq-tan}}$** 

PDVSA:  $h_2 = 0.5 \cdot D = 0.5 \cdot (42 \text{ pu lg}) = 21 \text{ pu lg}$

Sin extractor:  $h_2' = 36 \text{ pu lg}$

Con extractor:  $h_2 = 24 \text{ pu lg}$

GPSA:  $h_2 = D + \frac{d_E}{2} = 42 \text{ pu lg} + \frac{10 \text{ pu lg}}{2} = 47 \text{ pu lg}$

**13.  $h_4^* = h_{\text{NBBL-NAAL}}^*$** 

PDVSA y GPSA:

$$h_4 = (F_{20})^3 \cdot \frac{Vr}{\frac{\rho_p}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{\pi}{4}} = \left(12 \text{ pu lg} / \text{pie}\right)^3 \cdot \frac{127.5 \text{ pie}^3}{\frac{\rho}{4} \cdot (42 \text{ pu lg})^2} = 159.0250 \text{ pu lg}$$

$h_4^* = 159.5 \text{ pu lg}$

**14.  $h_5$** 

PDVSA y GPSA:

$h_5 = 9 \text{ pu lg}$

**15. LONGITUD MÍNIMA EFECTIVA DE SEPARACIÓN.**

PDVSA:

Sin extractor:

$$L_{\text{eff}} = \frac{h_5 + h_4^* + h_3 + d_E + h_2'}{F_{25}} = \frac{(9 + 159.5 + 10 + 10 + 36) \text{ pu lg}}{1} = 224.5 \text{ pu lg}$$

$$\text{Con extractor: } L_{\text{eff}}' = \frac{h_5 + h_4^* + h_3 + d_E + h_2 + h_E + h_1^*}{F_{25}}$$

$$L_{\text{eff}}' = \frac{(9 + 159.5 + 10 + 10 + 24 + 6 + 16)\text{pu lg}}{1} = 234.5\text{pu lg}$$

GPSA:

Sin extractor:

$$L_{\text{eff}}' = \frac{h_5 + h_4^* + h_3 + d_E + h_2'}{F_{25}} = \frac{(9 + 159.5 + 17 + 10 + 47)\text{pu lg}}{1} = 242.5\text{pu lg}$$

$$\text{Con extractor: } L_{\text{eff}}' = \frac{h_5 + h_4^* + h_3 + d_E + h_2 + h_E + h_1^*}{F_{25}}$$

$$L_{\text{eff}}' = \frac{(9 + 159.5 + 17 + 10 + 47 + 6 + 6.5)\text{pu lg}}{1} = 255\text{pu lg}$$

## 16. VERIFICAR $L_{\text{eff}}'/D$ Y CALCULAR LA LONGITUD EFECTIVA DE SEPARACIÓN.

PDVSA:

$$\text{Sin extractor: } F_{25} \cdot \frac{L_{\text{eff}}'}{D} = 1 \cdot \frac{224.5\text{pu lg}}{42\text{pu lg}} = 5.3452$$

$$\text{Con extractor: } F_{25} \cdot \frac{L_{\text{eff}}'}{D} = 1 \cdot \frac{234.5\text{pu lg}}{42\text{pu lg}} = 5.5833$$

GPSA:

$$\text{Sin extractor: } F_{25} \cdot \frac{L_{\text{eff}}'}{D} = 1 \cdot \frac{242.5\text{pu lg}}{42\text{pu lg}} = 5.7738$$

$$\text{Con extractor: } F_{25} \cdot \frac{L_{\text{eff}}'}{D} = 1 \cdot \frac{255\text{pu lg}}{42\text{pu lg}} = 6.0714$$

Como las relaciones  $L_{eff}/D$  son todas mayores a 5, debemos realizar el cálculo para separadores horizontales.

### 17. VELOCIDAD DEL GAS PERMISIBLE EN EL RECIPIENTE.

$$K_H = 1.25 \cdot K_V = 1.25 \cdot 0.4246 = 0.5308$$

$$V_G^c = K_H \cdot \sqrt{\frac{r_L - r_G}{r_G}} = 0.5308 \cdot \sqrt{\frac{(51.4615 - 0.2102)^{lb} / pie^3}{0.2102^{lb} / pie^3}} = 8.2883^{pie} / s$$

$$V_G = F_V \cdot V_G^c = 0.85 \cdot (8.2883^{pie} / s) = 7.0451^{pie} / s$$

### 18. ÁREA DE LA SECCIÓN TRANSVERSAL REQUERIDA PARA EL FLUJO DE GAS.

$$A_G' = \frac{Q_G}{V_G} = \frac{44.4488^{pie^3} / s}{7.0451^{pie} / s} = 6.3092^{pie^2}$$

$$A_G = F_A \cdot A_G' = 1.20 \cdot (6.3092^{pie^2}) = 7.5710^{pie^2}$$

### 19. DIMENSIONAMIENTO INICIAL DEL SEPARADOR.

#### 1. VOLUMEN DE RETENCIÓN MÁXIMO DE LÍQUIDO.

$$V_r = 127.5^{pie^3}$$

#### 2. RELACION $R_H = F_{25} \cdot (L_{eff}'/D)$ .

$$P_{ope} = 45.3^{Psig} \quad F_{25} \cdot \frac{L_{eff}'}{D} = 3$$

$$\frac{L_{\text{eff}}'}{D} = \frac{3}{F_{25}} = \frac{3}{1} = 3$$

### 3. DIÁMETRO DEL EQUIPO.

$$A_{\text{total}} = 3 \cdot A_G = 3 \cdot 7.5710 \text{pie}^2 = 22.7130 \text{pie}^2$$

$$D\dot{c} = F_{20} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{total}}}{p}} = 12^{\text{pulg}} / \text{pie} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (22.7130 \text{pie}^2)}{p}} = 64.5318 \text{pu lg}$$

$$D^* = 66 \text{pu lg}$$

$$L_{\text{eff}}\dot{c} = R_H \cdot \frac{D^*}{F_{25}} = 3 \cdot \frac{66 \text{pu lg}}{1} = 198 \text{pu lg}$$

### 4. $A_{\text{NBBL-NAAL}}$

$$A_{\text{NBBL-NAAL}} = F_{24} \cdot \frac{V_r}{L_{\text{eff}}'} = 12^{\text{pulg}} / \text{pie} \cdot \frac{127.5 \text{pie}^3}{198 \text{pu lg}} = 7.7273 \text{pie}^2$$

$$A_{\text{NAL-NBL}} = F_{24} \cdot \frac{V_{r1}}{L_{\text{eff}}'} = 12^{\text{pulg}} / \text{pie} \cdot \frac{15 \text{pie}^3}{198 \text{pu lg}} = 0.9091 \text{pie}^2$$

### 5. $h_9$

$$h_9 = 9 \text{pu lg}$$

6.  $A_1^*$ 

$$R_1^* = \frac{h_9}{D^*} = \frac{9 \text{ pu lg}}{66 \text{ pu lg}} = 0.1364$$

$$A_1^* = 0.0816$$

7.  $A_{\text{fon-NBBL}}$ 

$$A_{\text{SEP}} = \frac{p}{4} \cdot \frac{\pi D^* \bar{\sigma}^2}{\zeta F_{20} \bar{\theta}} = \frac{p}{4} \cdot \frac{\pi 66 \text{ pu lg} \bar{\sigma}^2}{\zeta 12^{\text{pu lg}} / \text{pie} \bar{\theta}} = 23.7583 \text{ pie}^2$$

$$A_{\text{fon-NBBL}} = A_1^* \cdot A_{\text{SEP}} = 0.0816 \cdot (23.7583 \text{ pie}^2) = 1.9387 \text{ pie}^2$$

8.  $A_{\text{VD}}$ 

$$A_{\text{VD}} = A_{\text{SEP}} - (A_{\text{fon-NBBL}} + A_{\text{NBBL-NAAL}})$$

$$A_{\text{VD}} = 23.7583 \text{ pie}^2 - (1.9387 + 7.7273) \text{ pie}^2 = 14.0923 \text{ pie}^2$$

## 9. COMPARACIÓN:

$$A_G = 7.5710 \text{ pie}^2$$

$$A_{\text{VD}} = 14.0923 \text{ pie}^2$$

$$A_G \ll A_{\text{VD}}$$

2° TANTEO:

$$D^* = 60 \text{ pu lg}$$

$$L_{\text{eff}}^{\zeta} = R_H \cdot \frac{D^*}{F_{25}} = 3 \cdot \frac{60 \text{ pu lg}}{1} = 180 \text{ pu lg}$$

$$A_{\text{NBBL-NAAL}} = F_{24} \cdot \frac{V_r}{L_{\text{eff}}'} = 12^{\text{pulg}} / \text{pie} \cdot \frac{127.5 \text{ pie}^3}{180 \text{ pu lg}} = 8.5 \text{ pie}^2$$

$$A_{\text{NAL-NBL}} = F_{24} \cdot \frac{V_{r1}}{L_{\text{eff}}'} = 12^{\text{pulg}} / \text{pie} \cdot \frac{15 \text{ pie}^3}{180 \text{ pu lg}} = 1 \text{ pie}^2$$

$$h_9 = 9 \text{ pu lg}$$

$$R_1^* = \frac{h_9}{D^*} = \frac{9 \text{ pu lg}}{60 \text{ pu lg}} = 0.15$$

$$A_1^* = 0.0941$$

$$A_{\text{SEP}} = \frac{p}{4} \cdot \frac{\pi D^* \delta^2}{\zeta F_{20} \theta} = \frac{p}{4} \cdot \frac{\pi 60 \text{ pu lg} \delta^2}{\zeta 12^{\text{pulg}} / \text{pie} \theta} = 19.6350 \text{ pie}^2$$

$$A_{\text{fon-NBBL}} = A_1^* \cdot A_{\text{SEP}} = 0.0941 \cdot (19.6350 \text{ pie}^2) = 1.8477 \text{ pie}^2$$

$$A_{\text{VD}} = A_{\text{SEP}} - (A_{\text{fon-NBBL}} + A_{\text{NBBL-NAAL}})$$

$$A_{\text{VD}} = 19.6350 \text{ pie}^2 - (1.8477 + 8.5) \text{ pie}^2 = 9.2873 \text{ pie}^2$$

$$A_G = 7.5710 \text{ pie}^2$$

$$A_{\text{VD}} = 9.2873 \text{ pie}^2$$

$$A_G < A_{\text{VD}}$$

3° TANTEO:

$$D^* = 54 \text{ pu lg}$$

$$L_{\text{eff}}^{\zeta} = R_H \cdot \frac{D^*}{F_{25}} = 3 \cdot \frac{54 \text{ pu lg}}{1} = 162 \text{ pu lg}$$

$$A_{\text{NBBL-NAAL}} = F_{24} \cdot \frac{V_r}{L_{\text{eff}}'} = 12^{\text{pu lg}} / \text{pie} \cdot \frac{127.5 \text{ pie}^3}{162 \text{ pu lg}} = 9.4444 \text{ pie}^2$$

$$A_{\text{NAL-NBL}} = F_{24} \cdot \frac{V_{r1}}{L_{\text{eff}}'} = 12^{\text{pu lg}} / \text{pie} \cdot \frac{15 \text{ pie}^3}{162 \text{ pu lg}} = 1.1111 \text{ pie}^2$$

$$h_9 = 9 \text{ pu lg}$$

$$R_1^* = \frac{h_9}{D^*} = \frac{9 \text{ pu lg}}{54 \text{ pu lg}} = 0.1667$$

$$A_1^* = 0.1099$$

$$A_{\text{SEP}} = \frac{p}{4} \cdot \frac{\pi D^* \delta^2}{\zeta F_{20} \theta} = \frac{p}{4} \cdot \frac{\pi 54 \text{ pu lg} \delta^2}{\zeta 12^{\text{pu lg}} / \text{pie} \theta} = 15.9043 \text{ pie}^2$$

$$A_{\text{fon-NBBL}} = A_1^* \cdot A_{\text{SEP}} = 0.1099 \cdot (15.9043 \text{ pie}^2) = 1.7479 \text{ pie}^2$$

$$A_{\text{VD}} = A_{\text{SEP}} - (A_{\text{fon-NBBL}} + A_{\text{NBBL-NAAL}})$$

$$A_{\text{VD}} = 15.9043 \text{ pie}^2 - (1.7479 + 9.4444) \text{ pie}^2 = 4.7120 \text{ pie}^2$$

$$A_G = 7.5710 \text{ pie}^2$$

$$A_{\text{VD}} = 4.7120 \text{ pie}^2$$

$$A_G \gg A_{\text{VD}}$$

$$D = 60 \text{ pu lg}$$

### 20. $A_{\text{fon-NAAL}}$

$$A_{\text{fon-NAAL}} = A_{\text{fon-NBBL}} + A_{\text{NBBL-NAAL}} = (1.8477 + 8.5) \text{pie}^2 = 10.3477 \text{pie}^2$$

### 21. $h_6^* = h_{\text{fon-NAAL}}^*$

$$A_2^* = \frac{A_{\text{fon-NAAL}}}{A_{\text{SEP}}} = \frac{10.3477 \text{pie}^2}{19.6350 \text{pie}^2} = 0.5270$$

$$A_2'^* = 1 - A_2^* = 1 - 0.5270 = 0.4730$$

$$R_2'^* = 0.480$$

$$R_2^* = 1 - R_2'^* = 1 - 0.480 = 0.52$$

$$h_6 = R_2^* \cdot D^* = 0.52 \cdot 60 \text{ pu lg} = 31.2 \text{ pu lg}$$

$$h_6^* = 31.5 \text{ pu lg}$$

## 22. DIMENSIONES DE LAS BOQUILLAS

Estas dimensiones ya se calcularon anteriormente para el separador vertical.

$$d_E = 10 \text{ pu lg}$$

$$d_{SG} = 8 \text{ pu lg}$$

$$d_{SL} = 3 \text{ pu lg}$$

$$V_E = 81.8956 \text{ pie} / \text{s}$$

$$V_{SG} = 127.3364 \text{ pie} / \text{s}$$

$$V_{SL} = 5.0930 \text{ pie} / \text{s}$$

### 23. $D_{\text{Malla}}^*$

$$D_{\text{Malla}}' = F_{20} \cdot \sqrt{A_G} = 12 \text{ pu lg} / \text{pie} \cdot \sqrt{7.5710 \text{ pie}^2} = 33.0185 \text{ pu lg}$$

$$D_{\text{Malla}}^* = 33.5 \text{ pu lg}$$

#### 24. $h_{\text{malla-boq}}$

$$h_{\text{malla boq}} = \frac{D_{\text{Malla}}^* - d_{\text{SG}}}{2} = \frac{(33.5 - 8) \text{ pu lg}}{2} = 12.75 \text{ pu lg}$$

#### 25. $h_{\text{malla-NAAL}}$

$$h_{\text{malla NAAL}} = D^* - h_6^* - h_{\text{malla boq}} - h_E = (60 - 31.5 - 12.75 - 6) \text{ pu lg} = 9.75 \text{ pu lg}$$

$$h_{\text{malla NAAL}} = 12 \text{ pu lg}$$

#### 26. $h_{\text{boq-NAAL}}$

$$h_{\text{boq-NAAL}} = D^* \cdot \frac{\cos^{-1} \left( \frac{1 - \frac{2}{D^* \theta}}{2} \right)}{\frac{2}{D^* \theta}} - (D^* - h_{\text{malla NAAL}} - h_6^*) \theta$$

$$h_{\text{boq-NAAL}} = 60 \text{ pu lg} \cdot \frac{\cos^{-1} \left( \frac{1 - \frac{2}{60 \text{ pu lg} \cdot \theta}}{2} \right)}{\frac{2}{60 \text{ pu lg} \cdot \theta}} - (60 - 12 - 31.5) \text{ pu lg} \cdot \theta = 17.0433 \text{ pu lg}$$

$$h_{\text{boq-NAAL}} = 17.5 \text{ pu lg}$$

#### 27. DIÁMETRO DEL EQUIPO.

$$D' = h_{\text{malla NAAL}} + h_6^* + h_{\text{malla boq}} + h_E = (12 + 31.5 + 12.75 + 6) \text{ pu lg} = 62.25 \text{ pu lg}$$

$$D = 66 \text{ pu lg}$$

#### 28. RECALCULO DE ALGUNAS DISTANCIAS.

Como el nuevo diámetro es de 66 pulgadas, y ya habíamos realizado los cálculos para dicho valor, tomamos los valores anteriormente obtenidos.

$$\begin{aligned}
 L_{\text{eff}} &= 198 \text{ pu lg} & A_{\text{NBBL-NAAL}} &= 7.7273 \text{ pie}^2 \\
 h_9 &= 9 \text{ pu lg} & R_1^* &= 0.1364 \\
 A_1^* &= 0.0816 & A_{\text{SEP}} &= 23.7583 \text{ pie}^2 \\
 A_{\text{fon-NBBL}} &= 1.9387 \text{ pie}^2 & A_{\text{VD}} &= 14.0923 \text{ pie}^2
 \end{aligned}$$

Con estos valores calculamos las otras distancias requeridas:

$$A_{\text{fon-NAAL}} = A_{\text{fon-NBBL}} + A_{\text{NBBL-NAAL}} = (1.9387 + 7.7273) \text{ pie}^2 = 9.6660 \text{ pie}^2$$

$$A_2^* = \frac{A_{\text{fon-NAAL}}}{A_{\text{SEP}}} = \frac{9.6660 \text{ pie}^2}{23.7583 \text{ pie}^2} = 0.4068$$

$$R_2^* = 0.430$$

$$h_6 = R_2^* \cdot D = 0.430 \cdot 66 \text{ pu lg} = 28.38 \text{ pu lg}$$

$$h_6^* = 28.5 \text{ pu lg}$$

$$h_{\text{malla NAAL}} = D - h_6^* - h_{\text{malla boq}} - h_E = (66 - 28.5 - 12.75 - 6) \text{ pu lg} = 18.75 \text{ pu lg}$$

$$h_{\text{boq-NAAL}} = D \cdot \frac{\cos^{-1} \frac{1}{\frac{D}{h_6^*}} - 1}{\frac{D}{h_6^*}} - \frac{2}{D} \cdot (D - h_{\text{malla NAAL}} - h_6^*)$$

$$h_{\text{boq-NAAL}} = 66 \text{ pu lg} \cdot \frac{\cos^{-1} \frac{1}{\frac{66}{28.5}} - 1}{\frac{66}{28.5}} - \frac{2}{66 \text{ pu lg}} \cdot (66 - 18.75 - 28.5) \text{ pu lg} = 21.2179 \text{ pu lg}$$

$$h_{\text{boq-NAAL}} = 21.5 \text{ pu lg}$$

$$D' = h_{\text{malla NAAL}} + h_6^* + h_{\text{malla boq}} + h_E = (18.75 + 28.5 + 12.75 + 6) \text{ pu lg} = 66 \text{ pu lg}$$

$$D = 66 \text{ pu lg}$$

**29. LONGITUD TANGENTE A TANGENTE DEL EQUIPO.**

$$L' = L_{\text{eff}} + \frac{\pi d_E + d_{SG}}{F_{25}} \frac{\theta}{\theta} = 198 \text{pu lg} + \frac{\pi 10 \text{pu lg} + 8 \text{pu lg}}{1} \frac{\theta}{\theta} = 216 \text{pu lg}$$

**30. LONGITUD DEL EQUIPO.**

$$L = \frac{L' + \frac{D}{4} \frac{1}{F_{25}} \frac{\theta}{\theta}}{F_{24}} = \frac{216 \text{pu lg} + \frac{66 \text{pu lg}}{4} \frac{1}{1} \frac{\theta}{\theta}}{12 \text{pu lg} / \text{pie}} = 20.75 \text{pies} @ 21 \text{pies}$$

**31. CÁLCULO DE OTRAS ÁREAS Y DISTANCIAS VERTICALES.**

$$A_{\text{NBBL-NBL}} = F_{24} \frac{\pi Q_L \cdot 225 \text{s}}{L_{\text{eff}} \theta} = 12 \text{pu lg} / \text{pie} \cdot \frac{\pi 0.25 \text{pie}^3 / \text{s} \cdot 225 \text{s}}{198 \text{pu lg} \theta} = 3.4091 \text{pie}^2$$

$$A_{\text{NAAL-NAL}} = A_{\text{NBBL-NBL}} = 3.4091 \text{pie}^2$$

NOTA: Se toman 225 segundos y no 300 porque ese es el tiempo de respuesta del operador por cada alarma que se estipuló necesario para calcular el equipo.

$$A_{\text{fon-NBL}} = A_{\text{fon-NBBL}} + A_{\text{NBBL-NBL}} = (1.9387 + 3.4091) \text{pie}^2 = 5.3478 \text{pie}^2$$

$$A_{\text{NBL-NAL}} = A_{\text{NBBL-NAAL}} - (A_{\text{NBBL-NBL}} + A_{\text{NAAL-NAL}}) = 7.7273 \text{pie}^2 - (3.4091 + 3.4091) \text{pie}^2$$

$$A_{\text{NBL-NAL}} = 0.9091 \text{pie}^2$$

$$A_{\text{fon-NAL}} = A_{\text{fon-NBL}} + A_{\text{NAL-NBL}} = (5.3478 + 0.9091) \text{pie}^2 = 6.2569 \text{pie}^2$$

$$A_3^* = \frac{A_{\text{fon-NBL}}}{A_{\text{SEP}}} = \frac{5.3478 \text{pie}^2}{23.7583 \text{pie}^2} = 0.2251$$

$$R_3^* = 0.278$$

$$h_{\text{fon-NBL}} = R_3^* \cdot D = 0.278 \cdot 66 \text{pu lg} = 18.3480 \text{pu lg}$$

$$A_4^* = \frac{A_{\text{fon-NAL}}}{A_{\text{SEP}}} = \frac{6.2569 \text{pie}^2}{23.7583 \text{pie}^2} = 0.2634$$

$$R_4^* = 0.310$$

$$h_{\text{fon-NAL}} = R_4^* \cdot D = 0.310 \cdot 66 \text{pu lg} = 20.4600 \text{pu lg}$$

### 32. TABLA DE RESULTADOS.

DATOS	
D	66 pulg
VG	7.0451 pie/s
dE	10 pulg
VE	81.8956 pie/s
dSG	8 pulg
VSG	127.3364 pie/s
dSL	3 pulg
VSL	5.0930 pie/s
Leff	198 pulg
h6*	28.5 pulg
Dmalla	33.5 pulg
hMalla-boq	12.75 pulg
hMalla-NAAL	18.75 pulg
hboq-NAAL	21.5 pulg
Leff/D	3
L	21 pies

El equipo instalado en el campo presenta: diámetro de 66 pulgadas, longitud de 21 pulgadas, diámetro de la boquilla de entrada de 10 pulgadas y diámetros de las boquillas de salida de: el gas de 10 pulgadas y el líquido de 3 pulgadas; siendo éstos valores muy aproximados a los calculados con la metodología de diseño. Los demás valores calculados con la metodología no pudieron comprobarse con los del equipo debido a que en la empresa no se tenía acceso a los mismos.

El ejercicio realizado con ambas metodologías se realizó con los siguientes datos:

<b>QG</b>	578.016 pie <sup>3</sup> /día
<b>Grav. Específica del Gas</b>	0.7
<b>Pope</b>	500 Psia
<b>Tope</b>	100°F
<b>QL</b>	6924.82 barriles/día
<b>Densidad del Crudo</b>	58.2536 lb/pie <sup>3</sup>
<b>Z</b>	0.9052

Obteniéndose como resultados los siguientes:

<b>DATOS</b>	<b>Metodología realizada</b>	<b>Otra Metodología</b>
<b>D</b>	54 pulg	54 pulg
<b>VG*</b>	1.6032 pie/s	1.6288 pie/s
<b>dE</b>	8 pulg	8 pulg
<b>VE</b>	20.4597 pie/s	21.2893 pie/s
<b>dSG</b>	6 pulg	6 pulg
<b>VSG</b>	34.0719 pie/s	36.7346 pie/s
<b>dSL</b>	4 pulg	6 pulg
<b>VSL</b>	5.1566 pie/s	5.2475 pie/s
<b>Leff</b>	216 pulg	210 pulg
<b>h6*</b>	22.5 pulg	23 pulg
<b>DMalla</b>	27 pulg	-
<b>hMalla-boq</b>	10.5 pulg	10 pulg
<b>hMalla-NAAL</b>	15 pulg	15 pulg
<b>hboq-NAAL</b>	15.5 pulg	16 pulg
<b>Leff/D</b>	4	3.8889
<b>L</b>	21.5 pies	20 pies

Pudiendo observar que los resultados son muy parecidos.

# CAPÍTULO VI

## Análisis de Resultados

---

**CAPÍTULO VI****Análisis de Resultados**

Aplicando la metodología descrita anteriormente, se obtuvieron los siguientes resultados:

**6.1. RESULTADOS.****6.1.1. Información recopilada.**

De la información recopilada relacionada con el área, se obtuvieron las reservas remanentes y la producción actual tanto de gas como de crudo en las dos grandes áreas que conforman el Distrito Anaco (AMA y AMO), así como también, la infraestructura operacional disponible para desarrollar estas reservas<sup>43</sup>. De la información asociada a los equipos separadores existentes en el área bajo estudio, se tomaron los datos de dos de ellos para comparar los resultados obtenidos con la metodología realizada y las dimensiones que presentan los equipos existentes<sup>44</sup>. La información bibliográfica que se consultó, arrojó como resultados los diferentes criterios de selección entre separadores, los principios fundamentales de separación, la clasificación de las capacidades de los separadores tanto gasífera como líquida, las consideraciones que se deben tomar para el diseño de los equipos separadores y los criterios con los cuales se calculan las propiedades físicas necesarias para el desarrollo de la metodología de cálculo realizada<sup>45</sup>.

---

<sup>43</sup> Ver Capítulo I

<sup>44</sup> Ver Capítulo V (5.3 y 5.4)

<sup>45</sup> Ver Capítulo II

### **6.1.2. Normativas seleccionadas como aplicables al diseño de separadores de producción bifásicos.**

Del estudio que se realizó acerca de las normativas existentes para los equipos separadores se tomaron para el desarrollo de la metodología de diseño dos de ellas, las cuales fueron las de PDVSA y las de GPSA. Las de PDVSA debido a que el objetivo principal del trabajo es realizar dicha metodología bajo esta normativa, y las de GPSA para poder tener un punto de comparación, habiendo seleccionado estas debido a que en la empresa se ha trabajado con ellas obteniendo resultados eficientes. También se estudiaron las normas de la SHELL, pero la empresa no se encontraba interesada en el desarrollo de las mismas, por lo tanto no se incluyeron en el trabajo.

En las normativas de PDVSA para los equipos separadores se encontró que existen tres, las cuales están contenidas en el Manual de Diseño de Proceso, Separación Física, Tambores Separadores, éstas son:

1. Principios Básicos,
2. Separadores Líquido-Vapor, y
3. Separadores Líquido-Líquido-Vapor.

De éstas tres normas, sólo se contemplaron las dos primeras, pues la tercera aplica a separadores trifásicos los cuales no se encuentran entre los objetivos de este trabajo.

En la normativa de la GPSA, existe una sección (Section 7) en la cual se estudian los principios de separación y las especificaciones que deben cumplirse para realizar el diseño y la construcción de los equipos separadores.

De las normativas mencionadas anteriormente, se obtuvieron las condiciones de diseño según el servicio requerido y se adecuaron a los requerimientos de las plantas bajo estudio.

Entre las dimensiones que presentan diferencias entre ambas normativas están:

1. La distancia entre la parte superior del extractor y la línea tangente superior ( $h_1^*$ ). La diferencia es pequeña en cuanto a los resultados obtenidos con las ecuaciones de ambas normas. Pero la normativa de PDVSA exige tomar en cuenta una restricción para este valor ( $h_1 = 16$  pulg) para prevenir una mala distribución del flujo a través del extractor, mientras que la GPSA no menciona ninguna restricción; lo que hace que exista una diferencia relativamente grande en la altura final ( $h_1^*$ ) del diseño del equipo.
2. La distancia mínima permisible entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior ( $h_2'$ ). La diferencia es relativamente grande, debido a que el cálculo de esta distancia se realiza con diferentes criterios en ambas normas. En PDVSA se calcula dicha altura como  $h_2' = 0.5xD$ , exigiendo tomar como restricción que dicho valor sea mayor o igual a 24 pulgadas; mientras que GPSA calcula esta altura como  $h_2' = D+(d_E/2)$ , exigiendo tomar como restricción que el valor del diámetro introducido en la ecuación sea igual o mayor a 24 pulgadas.
3. La distancia entre el NAAL y la parte inferior de la boquilla de entrada ( $h_3$ ). Al igual que para  $h_2'$ , la diferencia radica en la desigualdad de criterios con los cuales se calcula la distancia. En PDVSA exigen tomar como restricción que ésta distancia sea mayor o igual al diámetro de la boquilla de entrada, mientras que GPSA calcula esta distancia como  $h_3 = 12\text{pulg}+(d_E/2)$ .
4. La longitud efectiva de operación del separador ( $L_{\text{eff}}$ ). Por ende, al existir diferencias entre las distancias internas del equipo, la longitud efectiva del separador la cual es la suma de estas distancias internas varía entre una y otra normativa.

### 6.1.3. Parámetros involucrados en el diseño.

Para realizar el diseño de un equipo separador, se requiere estudiar los parámetros involucrados en dicho diseño, éstos varían de acuerdo a si el equipo es diseñado para operar vertical u horizontalmente.

A continuación, se mencionan los parámetros involucrados en el diseño de los separadores bifásicos y las relaciones que guardan con el posicionamiento del equipo (vertical u horizontal):

1. Velocidad del gas permisible en el recipiente ( $V_G$ ), parámetro que determina el área de la sección transversal requerida para el flujo de gas.
2. Área de la sección transversal requerida para el flujo de gas ( $A_G$ ), parámetro que determina el diámetro del recipiente para el caso de los separadores verticales, y el área de la sección transversal para el separador horizontal.
3. Tiempo de retención de operación ( $t_r$ ), parámetro que se calculó dependiendo de la gravedad API del crudo, y que determina el volumen de retención máximo de líquido ( $V_r$ ), determinando éste a su vez la altura mínima permisible entre el NAAL y el NBBL para el caso de los separadores verticales y, el área vertical entre el NAAL y el NBBL para el caso de los separadores horizontales.
4. Presión de operación ( $P_{ope}$ ), parámetro que determina el valor de la relación  $L_{eff}'/D$  (ubicándolo dentro del rango 1.5 a 6) para el caso de los separadores horizontales, y mediante el cual se puede obtener el valor de la longitud efectiva del separador.
5. Altura mínima efectiva del separador ( $L_{eff}$ ), parámetro que depende de alturas internas del equipo, para el caso de los separadores verticales, y de la presión de operación y el diámetro para el caso de los separadores horizontales. Sí el separador es vertical, la longitud efectiva del separador debe encontrarse dentro de un rango especificado (2.5 – 5), y determina la longitud final del separador; mientras que si opera horizontalmente, determina la longitud tangente a tangente del equipo.
6. Diámetro del recipiente ( $D$ ), parámetro que depende de alturas internas del equipo, y que acompañado de la longitud tangente a tangente del separador determina para el caso de los separadores horizontales la longitud final del equipo.

#### 6.1.4. Metodología de cálculo realizada.

Basados en las normas seleccionadas y tomando en cuenta los factores que determinan el diseño de los equipos, se realizaron dos procedimientos de diseño para los equipos separadores bifásicos, uno para los verticales y otro para los horizontales.

Ambos procedimientos, conforman la metodología de cálculo para diseñar equipos separadores bifásicos, y de ella se obtienen como resultados diferentes datos para la construcción del equipo, dependiendo de si operará vertical u horizontalmente.

Si el equipo opera verticalmente, las dimensiones obtenidas de la metodología de cálculo serán:

1. Diámetro del recipiente ( $D$ ),
2. Velocidad del gas en el recipiente ( $V_G^*$ ),
3. Diámetro de la boquilla de entrada ( $d_E$ ),
4. Velocidad superficial de la mezcla en la boquilla de entrada ( $V_E$ ),
5. Diámetro de la boquilla de salida del gas ( $d_{SG}$ ),
6. Velocidad del flujo en la boquilla de salida del gas ( $V_{SG}$ ),
7. Diámetro de la boquilla de salida del líquido ( $d_{SL}$ ),
8. Velocidad del flujo en la boquilla de salida del líquido ( $V_{SL}$ ),
9. Alturas internas del equipo:
  - 9.1. Distancia entre la línea tangente superior y la boquilla de salida de gas ( $h_0$ ),
  - 9.2. Distancia entre la parte superior del extractor y la línea tangente superior ( $h_1^*$ ),
  - 9.3. Distancia entre la boquilla de entrada y el fondo del extractor ( $h_2^*$ ),
  - 9.4. Distancia entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior ( $h_2'^*$ ), si el equipo no posee extractor de niebla,
  - 9.5. Distancia entre el NAAL y la parte inferior de la boquilla de entrada ( $h_3^*$ ),
  - 9.6. Distancia entre el NAAL y el NBBL ( $h_4^*$ ),
  - 9.7. Distancia entre el NBBL y la boquilla de salida de líquido ( $h_5$ ), y
  - 9.8. Espesor del extractor de nieblas ( $h_E$ ).

#### 10. Longitud efectiva del equipo (L).

Mientras que si el equipo opera horizontalmente, se obtendrán las siguientes dimensiones para la construcción del mismo:

1. Diámetro del recipiente (D),
2. Velocidad del gas en el recipiente ( $V_G^*$ ),
3. Diámetro de la boquilla de entrada ( $d_E$ ),
4. Velocidad superficial de la mezcla en la boquilla de entrada ( $V_E$ ),
5. Diámetro de la boquilla de salida del gas ( $d_{SG}$ ),
6. Velocidad del flujo en la boquilla de salida del gas ( $V_{SG}$ ),
7. Diámetro de la boquilla de salida del líquido ( $d_{SL}$ ),
8. Velocidad del flujo en la boquilla de salida del líquido ( $V_{SL}$ ),
9. Longitud efectiva de operación del separador ( $L_{eff}$ ),
10. Distancias internas del equipo:
  - 10.1. Distancia entre el NAAL y el fondo del separador ( $h_6^*$ ),
  - 10.2. Lado mas largo de una malla rectangular ( $D_{Malla}^*$ ),
  - 10.3. Distancia entre el tope de la malla y la boquilla de salida del gas ( $h_{Malla-boq}$ ),
  - 10.4. Distancia entre el fondo de la malla y el NAAL ( $h_{Malla-NAAL}$ ), y
  - 10.5. Distancia entre la boquilla de entrada y el NAAL ( $h_{boq-NAAL}$ ),
- 10.6. Relación  $L_{eff}/D$ , y
- 10.7. Longitud del equipo (L).

Con ambos procedimientos se obtienen las dimensiones mínimas necesarias para realizar la construcción de los equipos. Dichos resultados se obtienen en ambos sistemas de unidades, tanto inglés como internacional.

#### **6.1.5. Comparación de la metodología de cálculo realizada con otras metodologías<sup>46</sup> y con equipos separadores existentes en el campo.**

La metodología de calculo realizada se comparó con otras y con equipos existentes en el campo bajo estudio realizando cuatro ejemplos, dos para cada uno de los procedimientos,

obteniendo como resultados<sup>47</sup> dimensiones muy parecidas a los de los equipos tanto instalados en el campo, como obtenidas siguiendo el otro procedimiento.

---

<sup>46</sup> Bibliografía (5)

<sup>47</sup> Ver Capítulo V (5.2. y 5.3.)

## CONCLUSIONES

- Las normativas existentes en la empresa (PDVSA) y las de la GPSA, para equipos separadores bifásicos, son aplicables a los equipos separadores que se requieren en el área bajo estudio.
- En PDVSA, se calcula la velocidad del gas permisible en el recipiente con una ecuación empírica que arroje como resultado una velocidad de gas que asegura que la velocidad superficial del mismo, a través del separador, es lo suficientemente baja para prevenir un arrastre excesivo de líquido, por lo tanto, fue ésta la manera con la que se calculó la velocidad del gas en la metodología de diseño realizada.
- Para calcular la velocidad del gas permisible en el recipiente se requiere de un factor de diseño (K). Éste factor depende de diversas variables, pero puede hallarse mediante un gráfico (obtenido de la bibliografía 2), el cuál depende de los flujos máscicos y las densidades tanto de líquido como de gas en condiciones operacionales. De éste gráfico se obtienen los valores que acercan más las predicciones al funcionamiento real del sistema.
- Existen diferentes criterios para seleccionar la posición de operación de los equipos separadores bifásicos (vertical u horizontalmente), para el trabajo se tomó como restricción la relación L/D, la cual debe cumplir con una relación que sea aceptada de acuerdo a los criterios operacionales, debiendo tener una esbeltez adecuada, de manera que tanto el diámetro como la longitud permitan ubicar los accesorios internos, así como también permitir una separación adecuada de las fases; ésta relación debe encontrarse en el rango entre 2.5 y 5, requiriéndose un equipo con orientación horizontal cuando la relación es mayor a 5. Sin embargo, las características particulares del crudo (viscosidad, contenido de gas, formación de espuma, entre otros), al igual que la disponibilidad de espacio y el caudal a manejar pueden también determinar la posición operacional del equipo.

- En la empresa, se calcula el tiempo de retención que debe estar el líquido dentro del equipo para que se logren escapar las burbujas de gas atrapadas en la fase líquida mediante la gravedad API que posee el crudo, por lo tanto, fue esta la manera en la que se determinó el tiempo de retención en la metodología de diseño realizada. Existen también otras formas de calcular este tiempo, siendo una de ellas, al igual que en el caso anterior, mediante las características del crudo.
  
- La utilización de los extractores de neblina contribuye a la aglomeración de partículas muy pequeñas que no lograron ser separadas de la corriente gaseosa en las secciones anteriores del equipo, por lo tanto, aunque no en todos los equipos se instale este accesorio en los equipos separadores de producción se hace necesario.
  
- Se determinó que aunque con ambas normativas las distancias internas son algo diferentes, pues dependen del criterio utilizado en la norma, las longitudes resultantes para el equipo con las dos normas presentan diferencias irrelevantes.

**RECOMENDACIONES**

- Se recomienda utilizar esta metodología para el diseño de los equipos separadores de producción bifásicos en las estaciones de flujo de los campos de Anaco.
- Realización de un programa computacional que efectúe la metodología de cálculo del diseño.
- Ampliación de la metodología con otras normativas, de manera que se tengan otros puntos de comparación.
- Anexar a la metodología de diseño los criterios a tomar para el cálculo del diseño de depuradores.
- Realizar un estudio de campo para obtener una metodología de selección del tiempo de retención requerido en los campos de Anaco, de acuerdo a la gravedad API y la viscosidad del crudo, así como también en base a la relación gas/petróleo.
- Realizar una metodología de diseño que permita obtener el diseño mecánico del equipo, así como también la selección de los materiales con los cuales se debe fabricar el separador.

**NOMENCLATURA**

$A_1^*$ ...	Área fraccional de la sección transversal entre el fondo del separador y el NBBL [adimensional]
$A_2^*$ ...	Área fraccional de la sección transversal entre el fondo del separador y el NAAL [adimensional]
$A_3^*$ ...	Área fraccional de la sección transversal entre el fondo del separador y el NBL [adimensional]
$A_4^*$ ...	Área fraccional de la sección transversal entre el fondo del separador y el NAL [adimensional]
$A_1$ ...	Constante: 0.3265.
$A_2$ ...	Constante: -1.0700.
$A_3$ ...	Constante: -0.5339.
$A_4$ ...	Constante: 0.01569.
$A_5$ ...	Constante: -0.05165.
$A_6$ ...	Constante: 0.5475.
$A_7$ ...	Constante: -0.7361.
$A_8$ ...	Constante: 0.1844.
$A_9$ ...	Constante: 0.1056.
$A_{10}$ ...	Constante: 0.6134.
$A_{11}$ ...	Constante: 0.7210.
$A_{\text{fon-NAAL}}$ ...	Área vertical entre el fondo del separador y el NAAL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].
$A_{\text{fon-NAL}}$ ...	Área vertical entre el fondo del separador y el NAL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].
$A_{\text{fon-NBBL}}$ ...	Área vertical entre el fondo del separador y el NBBL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].
$A_{\text{fon-NBL}}$ ...	Área vertical entre el fondo del separador y el NBL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].
$A_G^*$ ...	Área de sección transversal para el flujo de gas [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].
$A_G'$ ...	Área de sección transversal mín. requerida para el flujo de gas [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].
$A_G$ ...	Área de sección transversal requerida para el flujo de gas [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].
$A_{\text{NAL-NBL}}$ ...	Área vertical entre el NAL y el NBL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].
$A_{\text{NBBL-NAAL}}$ ...	Área vertical entre el NBBL y el NAAL [ $\text{pie}^2$ ], [ $\text{m}^2$ ].

---

$A_{\text{NBBL-NBL}} \dots$	Área vertical entre el NBBL y el NBL [ $\text{pie}^2$ ] , [ $\text{m}^2$ ].
$A_{\text{SEP}} \dots$	Área de la sección transversal de los separadores horizontales [ $\text{pie}^2$ ] , [ $\text{m}^2$ ].
$A_{\text{total}} \dots$	Área de sección transversal para separadores horizontales [ $\text{pie}^2$ ] , [ $\text{m}^2$ ].
$A_{\text{VD}} \dots$	Área vertical disponible para el flujo de gas [ $\text{pie}^2$ ] , [ $\text{m}^2$ ].
$C^* \dots$	Constante que normalmente se aplica igual a 100 para servicio continuo y 125 para el servicio intermitente.
$C' \dots$	Coefficiente de arrastre que depende del número de Reynolds [adimensional]
$D^* \dots$	Diámetro mínimo requerido del recipiente [pulg] , [mm].
$D' \dots$	Diámetro calculado del recipiente [pulg] , [mm].
$D \dots$	Diámetro del recipiente [pulg] , [mm].
$d_E \dots$	Diámetro de la boquilla de entrada [pulg] , [mm].
$d_{E \text{ máx}} \dots$	Diámetro máximo de la boquilla de entrada [pulg] , [mm].
$d_{E \text{ mín}} \dots$	Diámetro mínimo de la boquilla de entrada [pulg] , [mm].
$D_{\text{Malla}}'^* \dots$	Lado mas largo de una malla rectangular [pulg] , [mm].
$D_{\text{Malla}}' \dots$	Lado mas largo mínimo permisible de una malla rectangular [pulg] , [mm].
$D_{\text{Malla}} \dots$	Diámetro de la malla separadora de gotas [pulg] , [mm].
$D_p \dots$	Diámetro de la gota [pie] , [m].
$d_{\text{SG}} \dots$	Diámetro de la boquilla de salida del gas [pulg] , [mm].
$d_{\text{SG máx}} \dots$	Diámetro máximo de la boquilla de salida del gas [pulg] , [mm].
$d_{\text{SG mín}} \dots$	Diámetro mínimo de la boquilla de salida del gas [pulg] , [mm].
$d_{\text{SL}} \dots$	Diámetro de la boquilla de salida del líquido [pulg] , [mm].
$d_{\text{SL máx}} \dots$	Diámetro máximo de la boquilla de salida del líquido [pulg] , [mm].
$d_{\text{SL mín}} \dots$	Diámetro mínimo de la boquilla de salida del líquido [pulg] , [mm].
$F_{20} \dots$	Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés: $12 \frac{\text{pulg}}{\text{pie}}$ , Sistema Internacional: $1000 \frac{\text{mm}}{\text{m}}$ ).
$F_{24} \dots$	Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés: $12 \frac{\text{pulg}}{\text{pie}}$ , Sistema Internacional: 1).
$F_{25} \dots$	Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (Sistema Inglés: 1, Sistema Internacional: $1000 \frac{\text{mm}}{\text{m}}$ ).

---

- $F_A$ ... Factor de seguridad para el cálculo del área de la sección transversal del recipiente [adimensional].
- $F_V$ ... Factor de seguridad para el cálculo de la velocidad del gas en el recipiente [adimensional].
- $g$ ... Aceleración de la gravedad [32.174 pie/s<sup>2</sup>], [9.80665 m/s<sup>2</sup>].
- $h_1^*=h_{Malla-tan}$ ... Distancia entre la parte superior del extractor y la línea tangente superior [pulg], [mm].
- $h_1=h_{Malla-tan}$ ... Distancia mínima permisible entre la parte superior del extractor y la línea tangente superior [pulg], [mm].
- $h_2^*=h_{boq-Malla}$ ... Distancia entre la boquilla de entrada y el fondo del extractor [pulg], [mm].
- $h_2'^*=h_{boq-tan}$ ... Distancia entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior [pulg], [mm].
- $h_2'=h_{boq-tan}$ ... Distancia mínima permisible entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior [pulg], [mm].
- $h_2=h_{boq-Malla}$ ... Distancia mínima permisible entre la boquilla de entrada y el fondo del extractor [pulg], [mm].
- $h_3=h_{NAAL-boq}$ ... Distancia entre el NAAL y la parte inferior de la boquilla de entrada [pulg], [mm].
- $h_4^*=h_{NBBL-NAAL}$ ... Distancia entre el NAAL y el NBBL [pulg], [mm].
- $h_4=h_{NBBL-NAAL}$ ... Distancia mínima permisible entre el NAAL y el NBBL [pulg], [mm].
- $h_5$ ... Distancia entre el NBBL y la boquilla de salida de líquido [pulg], [mm].
- $h_6^*=h_{fon-NAAL}$ ... Distancia entre el NAAL y el fondo del separador [pulg], [mm].
- $h_6=h_{fon-NAAL}$ ... Distancia mínima permisible entre el NAAL y el fondo del separador [pulg], [mm].
- $h_9=h_{boq-NBBL}$ ... Distancia desde el NBBL y el fondo del separador [pulg], [mm].
- $h_{boq-NAAL}$ ... Distancia entre la boquilla de entrada y el NAAL [pulg], [mm].
- $h_E$ ... Espesor del extractor de nieblas [pulg], [mm].
- $h_{fon-NAL}$ ... Distancia entre el NAL y el fondo del separador [pulg], [mm].
- $h_{fon-NBL}$ ... Distancia entre el NBL y el fondo del separador [pulg], [mm].
- $h_{malla-boq}$ ... Distancia entre el tope de la malla y la boquilla de salida del gas [pulg], [mm].

---

$h_{\text{malla-NAAL}}$ ...	Distancia entre el fondo de la malla y el NAAL [pulg] , [mm].
$h_o$ ...	Distancia entre la línea tangente superior y la boquilla de salida de gas [pulg] , [mm].
$j$ ...	Relación para el cálculo del factor de diseño K [adimensional].
$K$ ...	Factor de diseño para el cálculo de la velocidad del gas [adimensional].
$K_H$ ...	Factor de diseño para el cálculo de la velocidad del gas en recipientes horizontales [adimensional].
$K_R$ ...	Constante de resistencia viscosa [adimensional].
$K_V$ ...	Factor de diseño para el cálculo de la velocidad del gas en recipientes verticales [adimensional].
$L'$ ...	Longitud tangente a tangente del equipo [pulg] , [m].
$L$ ...	Longitud del equipo [pie] , [m].
$L_{\text{eff}}'$ ...	Longitud mínima efectiva de operación del separador [pulg] , [m].
$L_{\text{eff}}$ ...	Longitud efectiva de operación del separador [pulg] , [m].
NAAL...	Nivel alto-alto de líquido
NAL...	Nivel alto de líquido
NBBL...	Nivel bajo-bajo de líquido
NBL...	Nivel bajo de líquido
$P_{c_j}$ ...	Presión crítica del componente j [Psia] , [Pa].
$PM_{\text{aire}}$ ...	Peso molecular del aire [28.966 lb/lbmol] , [0.028966 kg/mol].
$P_N$ ...	Presión del gas en condiciones normales [Psia] , [Pa].
$P_O$ ...	Presión del gas en condiciones de operación [Psia] , [Pa].
$P_{\text{ope}}$ ...	Presión de operación [Psia] , [Pa].
$P_{\text{pc}}$ ...	Presión pseudocrítica del gas [Psia] , [Pa].
$P_{\text{pr}}$ ...	Presión pseudoreducida del gas [Psia] , [Pa].
$Q_G$ ...	Flujo volumétrico del gas en condiciones de operación [pie <sup>3</sup> /s] , [m <sup>3</sup> /s].
$Q_L$ ...	Flujo volumétrico del líquido en condiciones de operación [pie <sup>3</sup> /s] , [m <sup>3</sup> /s].
$Q_M$ ...	Flujo volumétrico de la mezcla en condiciones de operación [pie <sup>3</sup> /s] , [m <sup>3</sup> /s].
$Q_N$ ...	Flujo volumétrico del gas en condiciones normales [pie <sup>3</sup> /s] , [m <sup>3</sup> /s].
$R$ ...	Constante universal de los gases [10.73 psia.pie <sup>3</sup> /°R.lbmol] , [8.314 J/mol.K]

---

---

$R_1^*$ ...	Altura fraccional de la sección transversal entre el fondo del separador y el NBBL [adimensional]
$R_2^*$ ...	Altura fraccional de la sección transversal entre el fondo del separador y el NAAL [adimensional]
$R_3^*$ ...	Altura fraccional de la sección transversal entre el fondo del separador y el NBL [adimensional]
$R_4^*$ ...	Altura fraccional de la sección transversal entre el fondo del separador y el NAL [adimensional]
$Re$ ...	Número de Reynolds [adimensional]
$R_H$ ...	Relación para hallar el diámetro de recipientes horizontales [adimensional].
$s$ ...	Relación para el cálculo del factor de disipación de la velocidad del chorro [adimensional].
$T_{cj}$ ...	Temperatura crítica del componente $j$ [ $^{\circ}R$ ] , [K].
$T_N$ ...	Temperatura del gas en condiciones normales [ $^{\circ}R$ ] , [K].
$T_O$ ...	Temperatura del gas en condiciones de operación [ $^{\circ}R$ ] , [K].
$T_{ope}$ ...	Temperatura de operación [ $^{\circ}R$ ] , [K].
$T_{pc}$ ...	Temperatura pseudocrítica del gas [ $^{\circ}R$ ] , [K].
$T_{pr}$ ...	Temperatura pseudoreducida del gas [ $^{\circ}R$ ] , [K].
$t_r$ ...	Tiempo de retención de operación [s] , [s].
$V_E$ ...	Velocidad superficial de la mezcla en la boquilla de entrada [pie/s] , [m/s].
$V_{E\text{ máx}}$ ...	Velocidad superficial de la mezcla máxima en la boquilla de entrada [pie/s] , [m/s].
$V_{E\text{ mín}}$ ...	Velocidad superficial de la mezcla mínima en la boquilla de entrada [pie/s] , [m/s].
$V_e$ ...	Velocidad de erosión [pie/s] , [m/s].
$V_G^*$ ...	Velocidad del gas en el recipiente [pie/s] , [m/s].
$V_G'$ ...	Velocidad del gas máxima permisible en el recipiente [pie/s] , [m/s].
$V_G$ ...	Velocidad del gas permisible en el recipiente [pie/s] , [m/s].
$V_r$ ...	Volumen de retención máximo de líquido entre el NAAL y el NBBL [pie <sup>3</sup> ] , [m <sup>3</sup> ].

---

---

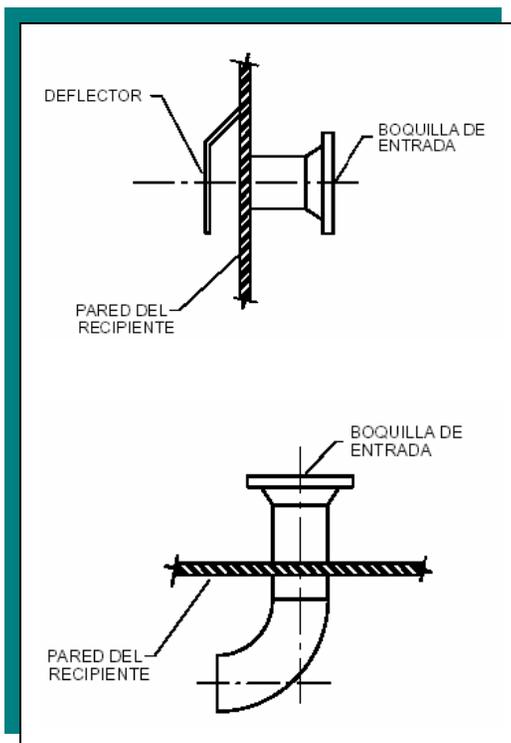
$V_{r1} \dots$	Volumen de retención de operación de líquido entre el NAL y el NBL [pie <sup>3</sup> ], [m <sup>3</sup> ].
$V_{r2} \dots$	Volumen de retención de líquido por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma [pie <sup>3</sup> ], [m <sup>3</sup> ].
$V_{SG} \dots$	Velocidad del flujo en la boquilla de salida del gas [pie/s], [m/s].
$V_{SG \text{ máx}} \dots$	Velocidad del flujo máxima en la boquilla de salida del gas [pie/s], [m/s].
$V_{SG \text{ mín}} \dots$	Velocidad del flujo mínima en la boquilla de salida del gas [pie/s], [m/s].
$V_{SL} \dots$	Velocidad del flujo en la boquilla de salida del líquido [pie/s], [m/s].
$V_{SL \text{ máx}} \dots$	Velocidad del flujo máxima en la boquilla de salida del líquido [pie/s], [m/s].
$V_{SL \text{ mín}} \dots$	Velocidad del flujo mínima en la boquilla de salida del líquido [pie/s], [m/s].
$V_t \dots$	Velocidad crítica del gas [pie/s], [m/s].
$W_G \dots$	Flujo másico del gas en condiciones de operación [lb/s], [kg/s].
$W_L \dots$	Flujo másico del líquido en condiciones de operación [lb/s], [kg/s].
$W_M \dots$	Flujo másico de la mezcla en condiciones de operación [lb/s], [kg/s].
$x \dots$	Distancia desde la boquilla de entrada hasta la superficie de choque [pulg], [mm].
$y_j \dots$	Fracción molar del componente j [adimensional].
$Z \dots$	Factor de compresibilidad del gas [adimensional].
$\gamma_G \dots$	Gravedad específica del gas [adimensional].
$\gamma_L \dots$	Gravedad específica del crudo [adimensional].
$^\circ\text{API} \dots$	Gravedad API del crudo [adimensional]
$? \dots$	Fracción volumétrica de líquido alimentado al separador [adimensional].
$\mu_G \dots$	Viscosidad del gas en condiciones de operación [cP = pie/lb.s], [mPa.s].
$? \dots$	Densidad del fluido en condiciones de operación [lb/pie <sup>3</sup> ], [kg/m <sup>3</sup> ].
$?_a \dots$	Densidad del agua [62.37 lb/pie <sup>3</sup> ], [1000 kg/m <sup>3</sup> ].
$?_G \dots$	Densidad del gas en condiciones de operación [lb/pie <sup>3</sup> ], [kg/m <sup>3</sup> ].
$?_L \dots$	Densidad del líquido en condiciones de operación [lb/pie <sup>3</sup> ], [kg/m <sup>3</sup> ].
$?_M \dots$	Densidad de la mezcla en condiciones de operación, promediada en volumen [lb/pie <sup>3</sup> ], [kg/m <sup>3</sup> ].
$?_{pr} \dots$	Densidad pseudoreducida del gas [lb/pie <sup>3</sup> ], [kg/m <sup>3</sup> ].

---

**BIBLIOGRAFÍA**

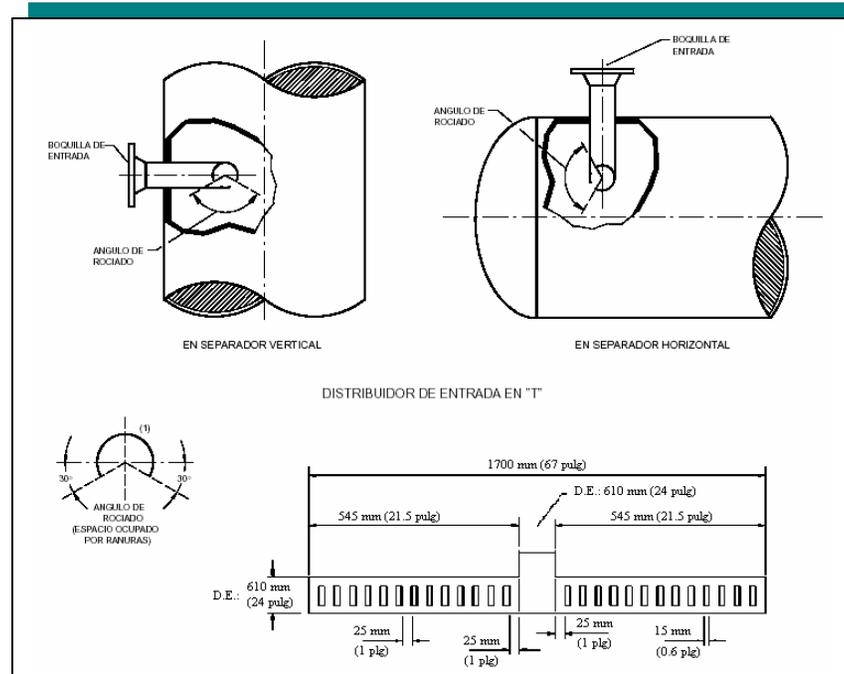
1. API (American Petroleum Institute). RP-14E **“Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems”**.
2. Evans, Frank. **“Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants”**. Volume 2. Second Edition. Gulf Publishing Company. 1974. Houston, Texas.
3. GPSA. **“Separators and Filters”**. Section 7.
4. H. Vernon Smith y Kenneth E. Arnold. **“Petroleum Engineering Handbook”**. 1987. S.P.E., Richardson, TX.
5. Martínez, Marcías J. **“Diseño Conceptual de Separadores”**. Ingenieros Consultores, S.R.L. 1990. Maracaibo - Venezuela.
6. Martínez, Marcías J. **“Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones”**. Ingenieros Consultores, S.R.L. 1990. Maracaibo - Venezuela.
7. Martínez, Marcías J. **“Características y comportamientos de los hidrocarburos”**. Ingenieros Consultores, S.R.L. 1990. Maracaibo - Venezuela.
8. Mc.Cain, William. **“The properties of Petroleum Fluids”**. Second Edition. Penn Well Books. 1990. Tulsa, Oklahoma.
9. PDVSA CIED. **“Ingeniería de Producción. Separadores de Gas Líquido”**. 1995.
10. PDVSA. **“Manual de diseño de Proceso. Separación Física. Tambores Separadores. MDP-03-S-01. Principios Básicos”**. Junio-1995.

11. PDVSA. **“Manual de diseño de Proceso. Separación Física. Tambores Separadores. MDP-03-S-03. Tambores Separadores Líquido-Vapor”**. Junio - 1995.
12. Rodríguez, Pablo. **“Transporte y Almacenaje de Gas. Recipiente a Presión”**. UDO. Noviembre - 2002. Puerto La Cruz - Venezuela.
13. Vatavuk, William M.. **“Chemical Engineering”**. 1978. US A.



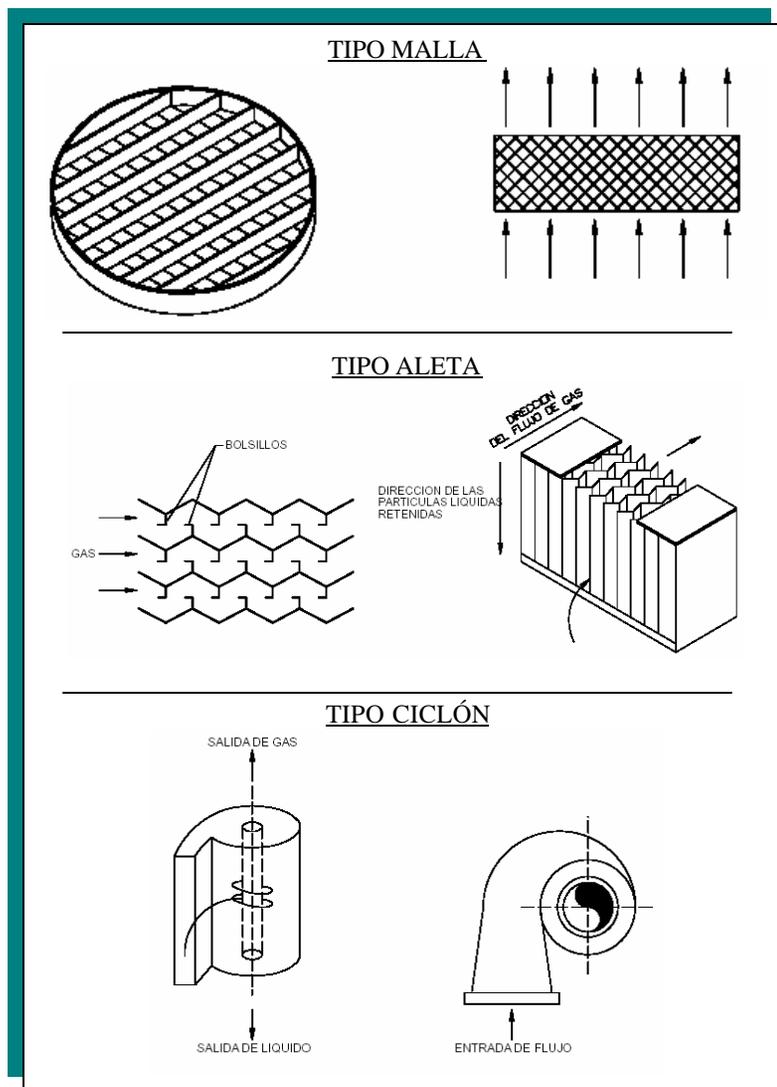
**Anexo N° 1.** Deflectores y Distribuidores.

**Fuente:** Manual de diseño de proceso.  
Tambores separadores.  
Principios Básicos. PDVSA

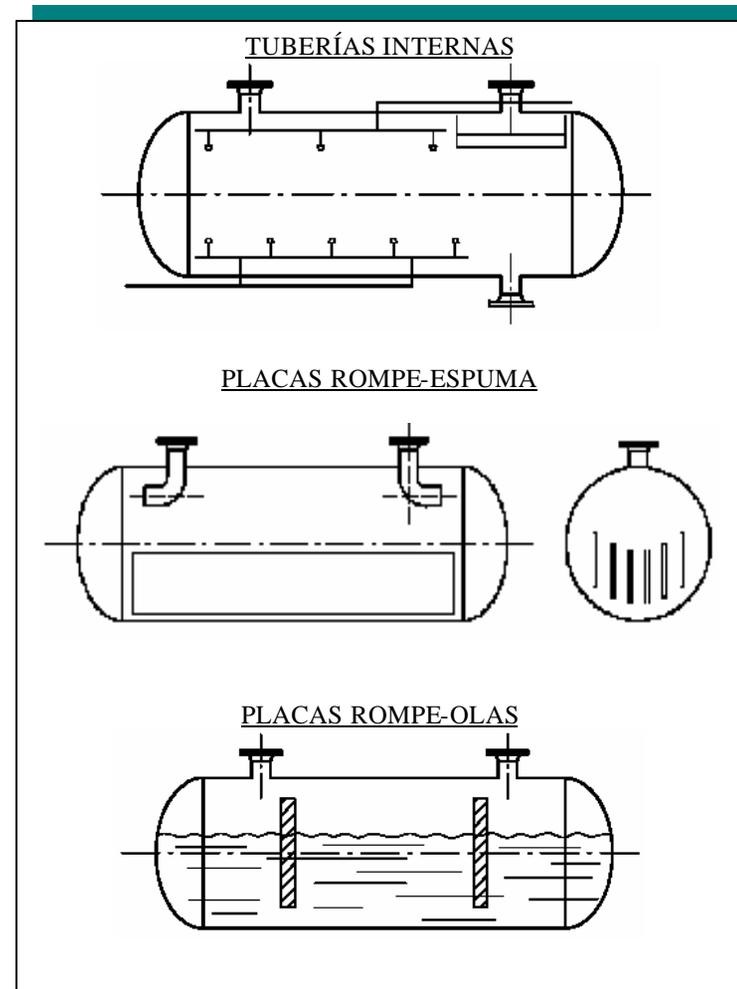


**Anexo N° 2.** Distribuidores de entrada en “T”

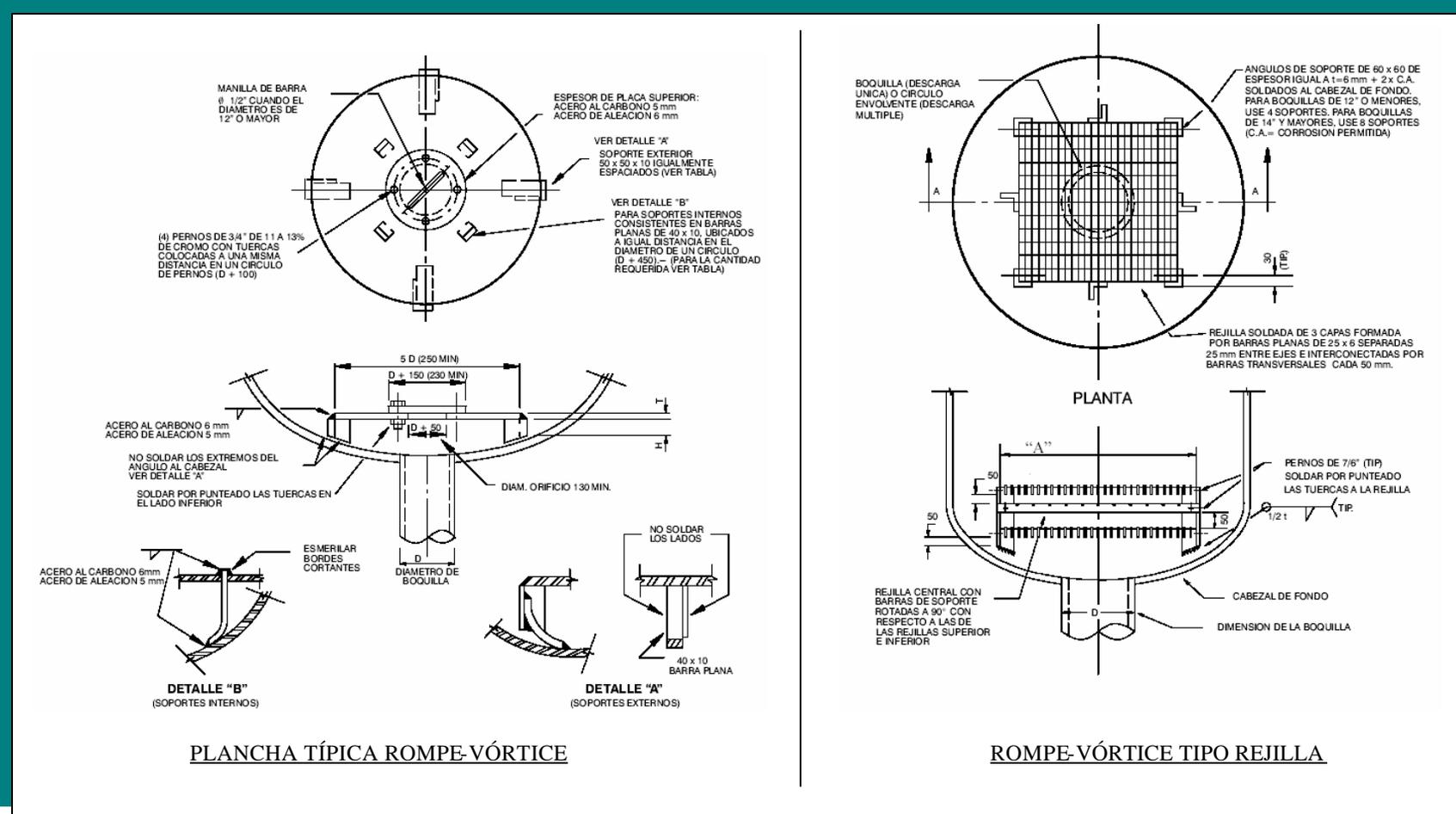
**Fuente:** Manual de diseño de proceso. Separadores Líquido-Vapor.  
PDVSA



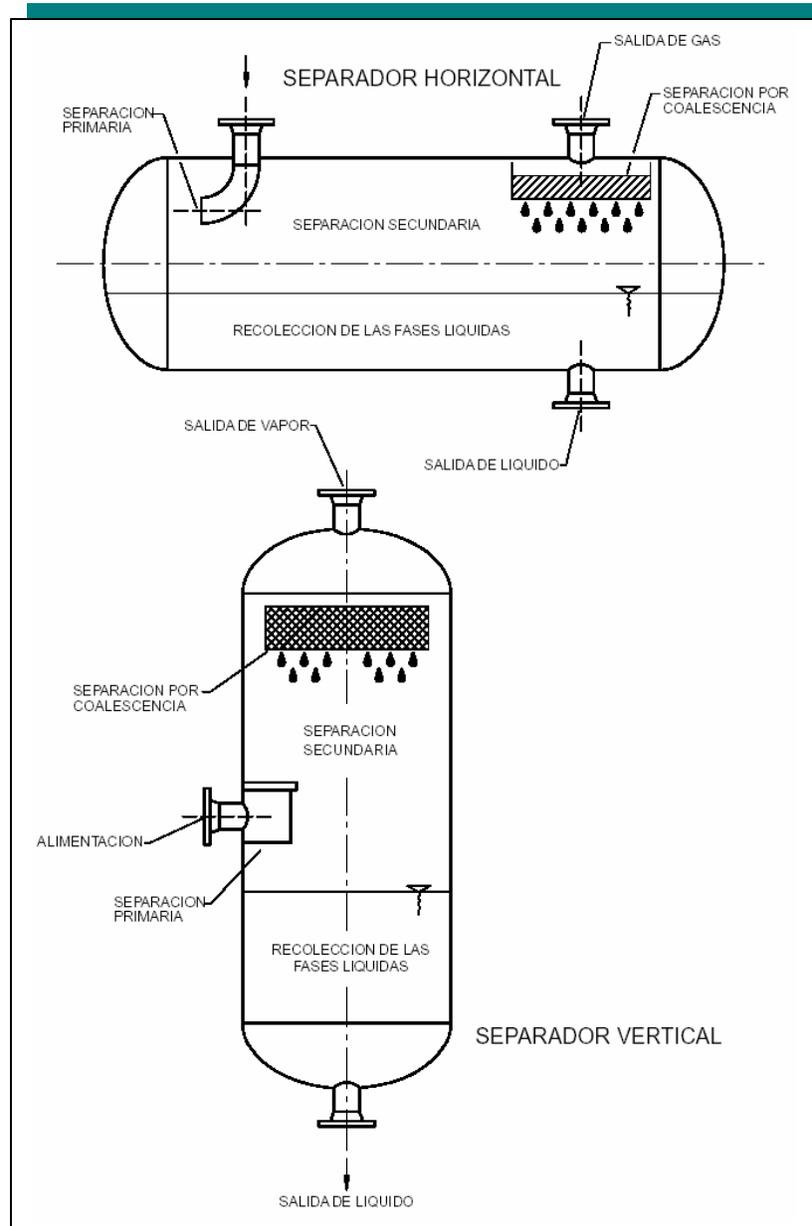
**Anexo N° 3.** Tipos de Eliminadores de Niebla.  
**Fuente:** Manual de diseño de proceso. Tambores separadores.  
 Principios Básicos. PDVSA



**Anexo N° 4.** Otros Internos.  
**Fuente:** Manual de diseño de proceso. Tambores separadores.  
 Principios Básicos. PDVSA

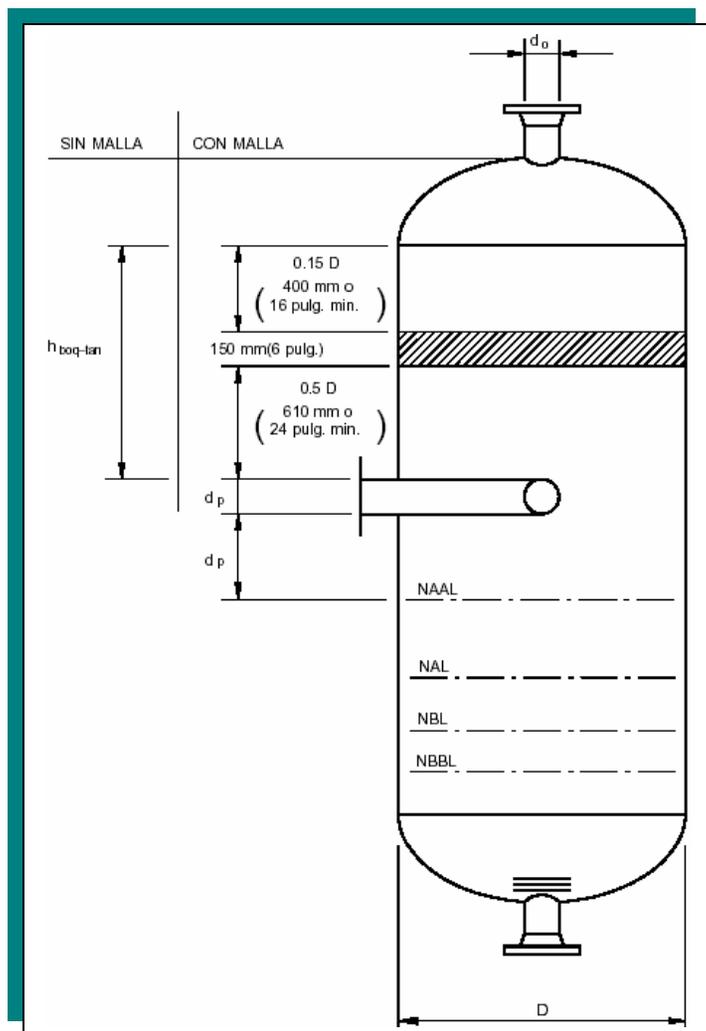


**Anexo N° 5. Tipos de Rompe-Vórtices.**  
**Fuente:** Manual de diseño de proceso. Separadores Líquido-Vapor. PDVSA



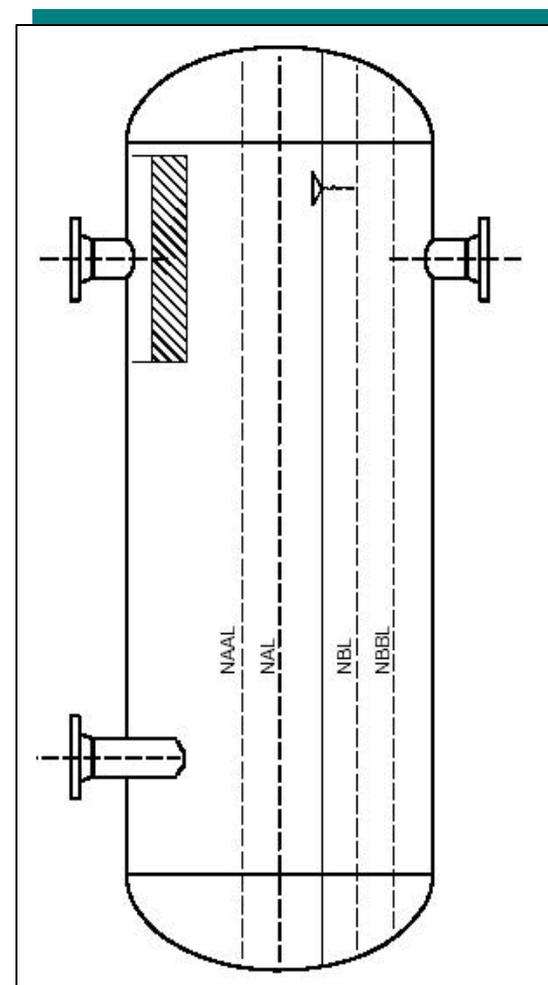
**Anexo N° 6. Zonas principales en los Separadores Gas-Líquido**

**Fuente:** Manual de diseño de proceso. Tambores separadores.  
Principios Básicos. PDVSA



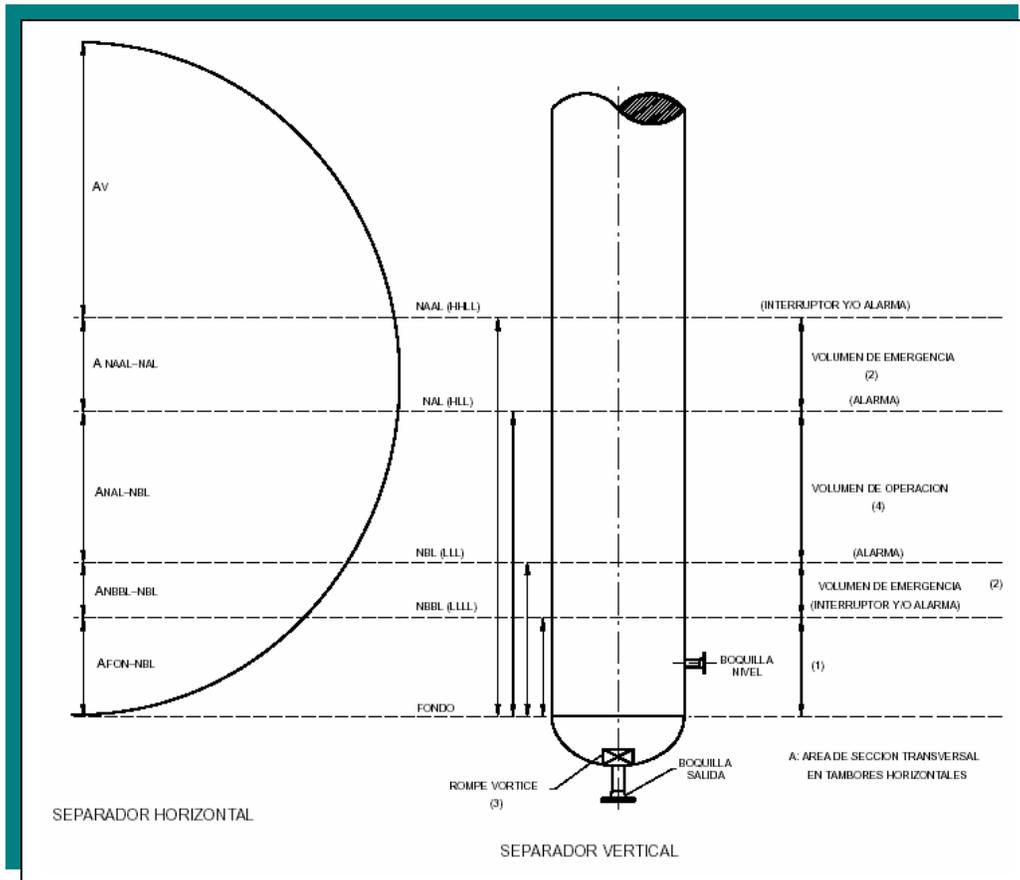
**Anexo N° 7.** Dimensiones típicas de Separadores Verticales

**Fuente:** Manual de diseño de proceso. Separadores Líquido– Vapor. PDVSA



**Anexo N° 8.** Dimensiones típicas de Separadores Horizontales

**Fuente:** Manual de diseño de proceso. Separadores Líquido– Vapor. PDVSA



**Anexo N° 9.** Identificación de los niveles en un separador bifásico  
**Fuente:** Manual de diseño de proceso. Separadores Líquido-Vapor. PDVSA

## Interpolating on logarithmic coordinates

William M. Vatauvuk\*

□ Engineering data plotted on logarithmic coordinates are difficult to read when the grid marks are few and far between. If one interpolates linearly, the errors can be surprisingly large, and there are no shortcut methods that give reliable results.

But there is a way to interpolate precisely on logarithmic coordinates. Those who need accurate results should arm themselves with a calculator and a scale and follow this procedure:

1. Locate the desired point  $x_1$  on the x-axis between the two nearest grid marks  $a$  and  $b$ . First, calculate the ratio ( $R_x$ ) between the distance  $\overline{ax_1}$  and the distance  $\overline{ab}$ :

$$R_x = \frac{\log(x_1/a)}{\log(b/a)}$$

Then measure the actual distance between  $a$  and  $b$ , multiply it by  $R_x$  to get the distance  $\overline{ax_1}$ , and mark the location of  $x_1$  on the graph:

$$\overline{ax_1} = R_x \overline{ab}$$

2. Project a vertical line to the curve of interest. From the point of intersection, project a horizontal line to the y-axis at  $y_1$ . If  $y_1$  is difficult to read, then use this procedure to find the value:

3. Measure the distance  $\overline{cy_1}$  between the intersection point and the next lowest grid mark, and the distance  $\overline{cd}$  between the two nearest grid marks. Calculate the distance ratio:

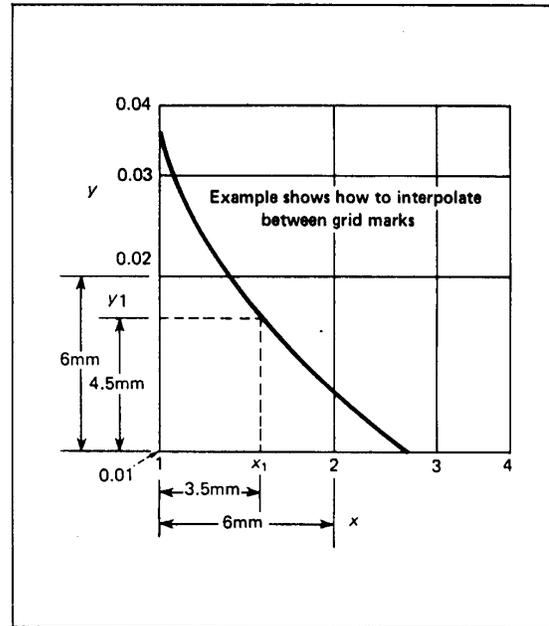
$$R_y = \overline{cy_1} / \overline{cd}$$

4. Calculate the value of  $y_1$  from the values of  $c$  and  $d$ :

$$y_1 = c(d/c)^{R_y}$$

**Example:** Find the value of  $y$  corresponding to an  $x$  value of 1.5 on the figure.

\*P.E., 3512 Angus Rd., Durham, NC 27705.



Solution: To locate the point  $x_1 = 1.5$  between the grid marks 1 and 2, first calculate the distance ratio:

$$R_x = \frac{\log(1.5/1)}{\log(2/1)} = 0.585$$

Multiplying this by the actual distance between 1 and 2—6 mm—yields 3.5 mm as the distance between 1 and 1.5. Using the scale, now locate the point  $x_1$ .

Projecting up to the curve and over to the y-axis locates the point  $y_1$ . To get the value, measure the distance between 0.01 and  $y_1$  and the distance between 0.01 and 0.02, then take the ratio:

$$R_y = 4.5/6 = 0.75$$

Substitute the values 0.01, 0.02 and 0.75 into the  $y_1$  expression to find  $y_1$ :

$$y_1 = 0.01(0.02/0.01)^{0.75} = 0.017$$

Anexo N° 10. Artículo acerca de Interpolación en Coordenadas Logarítmicas

Fuente: REVISTA: Chemical Engineering.

ALTURAS	PDVSA	GPSA
<b>h<sub>3</sub>...</b> Distancia entre el NAAL y la parte inferior de la boquilla de entrada	$h_3 \cong d_E$	$h_3 = 12pu \lg + \frac{d_E}{2}$
<b>h<sub>1</sub>...</b> Distancia mínima permitida entre la parte superior del extractor y la línea tangente superior	$h_1 = 0.15 \cdot D$ $h_1 \cong 16pu \lg$	$h_1 = \frac{e}{e} \frac{D - d_{SG}}{2} \frac{u}{u} - h_0$
<b>h<sub>2</sub>...</b> Distancia mínima permisible entre la boquilla de entrada y el fondo del extractor	$h_2 = 0.5 \cdot D$ $h_2 \cong 36pu \lg$	-
<b>h<sub>2</sub>'...</b> Distancia mínima permisible entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior	$h_2' = 0.5 \cdot D$ $h_2' \cong 24pu \lg$	$D \cong 24pu \lg$ $D < 24pu \lg$ $h_2' = D + \frac{d_E}{2}$ $h_2' = \frac{d_E}{2} + 24pu \lg$

**Anexo N° 11.** Matriz de comparación entre los criterios de cálculo de PDVSA y GPSA



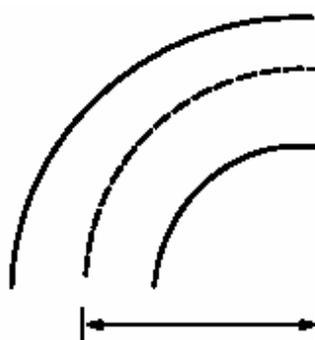
**Anexo N°.13.** Fotos de recipientes verticales.



**Anexo N°.13.** Fotos de recipientes horizontales.

## TABLAS

### TUBERIA

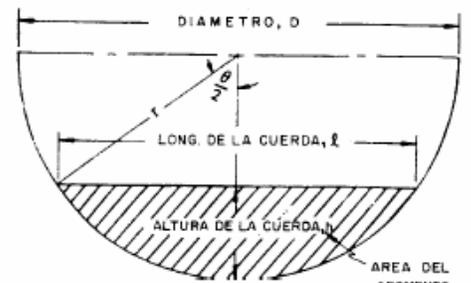


DISTANCIA DEL CENTRO  
AL EXTREMO

TAMAÑO NOMINAL DE LA TUBERIA		DISTANCIA DEL CENTRO AL EXTREMO, mm			
		CODOS DE RADIO LARGO		CODOS DE RADIO CORTO	
mm	pulg	mm	pulg	mm	pulg
25	1	38	1 1/2	25	1
40	1 1/2	57	2 1/4	38	1 1/2
50	2	76	3	51	2
65	2 1/2	95	3 3/4	64	2 1/2
80	3	114	4 1/2	76	3
90	3 1/2	133	5 1/4	89	3 1/2
100	4	152	6	102	4
125	5	191	7 1/2	127	5
150	6	229	9	152	6
200	8	305	12	203	8
250	10	381	15	254	10
300	12	457	18	305	12
350	14	533	21	356	14
400	16	610	24	406	16
450	18	686	27	457	18
500	20	762	30	508	20
550	22	838	33	559	22
600	24	914	36	610	24

**Tabla N° 1.** Dimensiones de codos estándar de 90° para soldar en función del tamaño nominal de la tubería  
**Fuente:** Manual de diseño de proceso. Separadores Líquido-Vapor. PDVSA

R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*
0.030	0.341	0.0087	0.090	0.572	0.0446	0.150	0.714	0.0941	0.210	0.815	0.153	0.255	0.872	0.201	0.340	0.947	0.300
0.031	0.347	0.0092	0.091	0.575	0.0453	0.151	0.716	0.0950	0.211	0.816	0.154	0.256	0.873	0.202	0.342	0.949	0.302
0.032	0.352	0.0096	0.092	0.578	0.0460	0.152	0.718	0.0959	0.212	0.817	0.155	0.257	0.874	0.203	0.344	0.950	0.305
0.033	0.357	0.0101	0.093	0.581	0.0468	0.153	0.720	0.0968	0.213	0.819	0.156	0.258	0.875	0.204	0.346	0.951	0.307
0.034	0.362	0.0106	0.094	0.584	0.0475	0.154	0.722	0.0977	0.214	0.820	0.157	0.259	0.876	0.205	0.348	0.953	0.309
0.035	0.368	0.0110	0.095	0.586	0.0483	0.155	0.724	0.0986	0.215	0.822	0.158	0.260	0.877	0.207	0.350	0.954	0.312
0.036	0.373	0.0115	0.096	0.589	0.0490	0.156	0.726	0.0996	0.216	0.823	0.159	0.262	0.879	0.209	0.355	0.957	0.318
0.037	0.378	0.0119	0.097	0.592	0.0498	0.157	0.728	0.1005	0.217	0.824	0.160	0.264	0.882	0.211			
0.038	0.382	0.0124	0.098	0.595	0.0505	0.158	0.729	0.1014	0.218	0.826	0.161	0.266	0.884	0.213	0.360	0.960	0.324
0.039	0.387	0.0129	0.099	0.597	0.0513	0.159	0.731	0.1023	0.219	0.827	0.162	0.268	0.886	0.216	0.365	0.963	0.330
0.040	0.392	0.0134	0.100	0.600	0.0520	0.160	0.733	0.1033	0.220	0.828	0.163	0.270	0.888	0.218	0.370	0.966	0.336
0.041	0.397	0.0139	0.101	0.603	0.0528	0.161	0.735	0.1042	0.221	0.830	0.164	0.272	0.890	0.220	0.375	0.968	0.343
0.042	0.401	0.0144	0.102	0.605	0.0536	0.162	0.737	0.1051	0.222	0.831	0.165	0.274	0.892	0.222			
0.043	0.406	0.0149	0.103	0.608	0.0544	0.163	0.739	0.1061	0.223	0.833	0.166	0.276	0.894	0.225	0.380	0.971	0.349
0.044	0.410	0.0155	0.104	0.611	0.0551	0.164	0.741	0.1070	0.224	0.834	0.167	0.278	0.896	0.227	0.385	0.973	0.355
0.045	0.415	0.0160	0.105	0.613	0.0559	0.165	0.742	0.1080	0.225	0.835	0.168	0.280	0.898	0.229	0.390	0.975	0.361
0.046	0.419	0.0165	0.106	0.616	0.0567	0.166	0.744	0.1089	0.226	0.836	0.169	0.282	0.900	0.231	0.395	0.978	0.367
0.047	0.423	0.0171	0.107	0.618	0.0575	0.167	0.746	0.1099	0.227	0.838	0.171	0.284	0.902	0.234			
0.048	0.428	0.0176	0.108	0.621	0.0583	0.168	0.748	0.1108	0.228	0.839	0.172	0.286	0.904	0.236	0.400	0.980	0.374
0.049	0.432	0.0181	0.109	0.623	0.0591	0.169	0.750	0.1118	0.229	0.840	0.173	0.288	0.906	0.238	0.405	0.982	0.380
0.050	0.436	0.0187	0.110	0.626	0.0598	0.170	0.751	0.1127	0.230	0.842	0.174	0.290	0.908	0.241	0.410	0.984	0.386
0.051	0.440	0.0193	0.111	0.628	0.0606	0.171	0.753	0.1137	0.231	0.843	0.175	0.292	0.909	0.243	0.415	0.985	0.392
0.052	0.444	0.0198	0.112	0.631	0.0614	0.172	0.755	0.1146	0.232	0.844	0.176	0.294	0.911	0.245			
0.053	0.448	0.0204	0.113	0.633	0.0623	0.173	0.756	0.1156	0.233	0.845	0.177	0.296	0.913	0.248	0.420	0.987	0.399
0.054	0.452	0.0210	0.114	0.636	0.0631	0.174	0.758	0.1166	0.234	0.847	0.178	0.298	0.915	0.250	0.425	0.989	0.405
0.055	0.456	0.0215	0.115	0.638	0.0639	0.175	0.760	0.1175	0.235	0.848	0.179	0.300	0.917	0.252	0.430	0.990	0.411
0.056	0.460	0.0221	0.116	0.640	0.0647	0.176	0.762	0.1185	0.236	0.849	0.180	0.302	0.918	0.255	0.435	0.992	0.417
0.057	0.464	0.0227	0.117	0.643	0.0655	0.177	0.763	0.1195	0.237	0.850	0.181	0.304	0.920	0.257			
0.058	0.467	0.0233	0.118	0.645	0.0663	0.178	0.765	0.1204	0.238	0.852	0.182	0.306	0.922	0.259	0.440	0.993	0.424
0.059	0.471	0.0239	0.119	0.648	0.0671	0.179	0.767	0.1214	0.239	0.853	0.183	0.308	0.923	0.262	0.445	0.994	0.430
0.060	0.475	0.0245	0.120	0.650	0.0680	0.180	0.768	0.1224	0.240	0.854	0.185	0.310	0.925	0.264	0.450	0.995	0.436
0.061	0.479	0.0251	0.121	0.652	0.0688	0.181	0.770	0.1234	0.241	0.855	0.186	0.312	0.927	0.266	0.455	0.996	0.443
0.062	0.482	0.0257	0.122	0.655	0.0696	0.182	0.772	0.1244	0.242	0.857	0.187	0.314	0.928	0.269			
0.063	0.486	0.0263	0.123	0.657	0.0705	0.183	0.773	0.1253	0.243	0.858	0.188	0.316	0.930	0.271	0.460	0.997	0.449
0.064	0.490	0.0270	0.124	0.659	0.0713	0.184	0.775	0.1263	0.244	0.859	0.189	0.318	0.931	0.273	0.465	0.998	0.455
0.065	0.493	0.0276	0.125	0.661	0.0721	0.185	0.777	0.1273	0.245	0.860	0.190	0.320	0.933	0.276	0.470	0.998	0.462
0.066	0.497	0.0282	0.126	0.664	0.0730	0.186	0.778	0.1283	0.246	0.861	0.191	0.322	0.934	0.278	0.475	0.999	0.468
0.067	0.500	0.0288	0.127	0.666	0.0738	0.187	0.780	0.1293	0.247	0.863	0.192	0.324	0.936	0.281			
0.068	0.503	0.0295	0.128	0.668	0.0747	0.188	0.781	0.1303	0.248	0.864	0.193	0.326	0.937	0.283	0.480	0.999	0.475
0.069	0.507	0.0301	0.129	0.670	0.0755	0.189	0.783	0.1313	0.249	0.865	0.194	0.328	0.939	0.285	0.485	1.000	0.481
0.070	0.510	0.0308	0.130	0.673	0.0764	0.190	0.785	0.1323	0.250	0.866	0.196	0.330	0.940	0.288	0.490	1.000	0.487
0.071	0.514	0.0314	0.131	0.675	0.0773	0.191	0.786	0.1333	0.251	0.867	0.197	0.332	0.942	0.290	0.495	1.000	0.494
0.072	0.517	0.0321	0.132	0.677	0.0781	0.192	0.788	0.1343	0.252	0.868	0.198	0.334	0.943	0.293			
0.073	0.520	0.0327	0.133	0.679	0.0790	0.193	0.789	0.1353	0.253	0.869	0.199	0.336	0.945	0.295	0.500	1.000	0.500
0.074	0.524	0.0334	0.134	0.681	0.0798	0.194	0.791	0.1363	0.254	0.871	0.200	0.338	0.946	0.297			
0.075	0.527	0.0341	0.135	0.683	0.0807	0.195	0.792	0.1373									
0.076	0.530	0.0347	0.136	0.686	0.0816	0.196	0.794	0.1383									
0.077	0.533	0.0354	0.137	0.688	0.0825	0.197	0.795	0.1393									
0.078	0.536	0.0361	0.138	0.690	0.0833	0.198	0.797	0.1403									
0.079	0.539	0.0368	0.139	0.692	0.0842	0.199	0.798	0.1414									
0.080	0.543	0.0375	0.140	0.694	0.0851	0.200	0.800	0.1424									
0.081	0.546	0.0382	0.141	0.696	0.0860	0.201	0.801	0.1434									
0.082	0.549	0.0389	0.142	0.698	0.0869	0.202	0.803	0.1444									
0.083	0.552	0.0396	0.143	0.700	0.0878	0.203	0.804	0.1454									
0.084	0.555	0.0403	0.144	0.702	0.0886	0.204	0.806	0.1465									
0.085	0.558	0.0410	0.145	0.704	0.0895	0.205	0.807	0.1475									
0.086	0.561	0.0417	0.146	0.706	0.0904	0.206	0.809	0.1485									
0.087	0.564	0.0424	0.147	0.708	0.0913	0.207	0.810	0.1496									
0.088	0.567	0.0431	0.148	0.710	0.0922	0.208	0.812	0.1506									
0.089	0.569	0.0439	0.149	0.712	0.0932	0.209	0.813	0.1516									



$$R^* = \frac{\text{Altura de la cuerda}}{\text{Diámetro}} = \frac{h}{D}$$

$$L^* = \frac{\text{Long. de la cuerda}}{\text{Diámetro}} = \frac{l}{D} = \text{Sen } \frac{\theta}{2} = \text{Sen Cos}^{-1} \left( 1 - \frac{2h}{D} \right)$$

$$A^* = \frac{A_{\text{segmento}}}{A_{\text{Círculo}}} = \frac{r^2 (\theta - \text{Sen}\theta)}{2\pi r^2} = \frac{\theta - \text{Sen}\theta}{2\pi}; \theta = 2 \left[ \text{Cos}^{-1} \left( 1 - \frac{2h}{D} \right) \right], \theta \text{ en Radianes}$$

**Tabla N° 2.** Longitudes de cuerdas y áreas de las secciones circulares vs alturas de la cuerda  
**Fuente:** Manual de diseño de proceso. Separadores Líquido-Vapor. PDVSA

Clase ANSI	Tamaño de la boquilla (pulg)										
	2	3	4	6	8	10	12	15	16	18	20
150	10	30	45	65	100	140	185	240	320	345	410
300	15	30	55	95	130	170	245	325	440	565	670
400	20	40	70	100	150	205	295	370	490	580	705
500	20	40	75	120	180	270	330	485	675	825	1020

**Tabla N° 3.** Diámetros comerciales para boquillas. (Peso estimado de las boquillas)

**Fuente:** Ingeniería de Producción. Separadores de Gas Líquido

Pulgadas	Diámetro del recipiente										
	16	20	24	30	36	42	48	54	60	66	72
Pies			2	2.5	3	3.5	4	4.5	5	5.5	6

**Tabla N° 4.** Diámetros comerciales para recipientes.

**Fuente:** Ingeniería de Producción. Separadores de Gas Líquido