



**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA**

**DESCRIPCIÓN DE LAS ECUACIONES MATEMÁTICAS
UTILIZADAS EN EL DISEÑO DE SEPARADORES BIFÁSICOS
DE TIPO HORIZONTAL Y VERTICAL EN PARIAGUÁN,
DIVISIÓN JUNÍN, CAMPO SAN CRISTÓBAL, MACOLLA II**

**REALIZADO POR:
IRIANNYS ELVIRA MAGO COVA
KRELIA YINETH MARTINEZ RAMOS**

Trabajo Especial de Grado Presentado como Requisito Parcial para Optar al

**Título de:
INGENIERO DE PETRÓLEO**

MATURÍN, ABRIL DE 2013



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA

**DESCRIPCIÓN DE LAS ECUACIONES MATEMÁTICAS
UTILIZADAS EN EL DISEÑO DE SEPARADORES BIFÁSICOS
DE TIPO HORIZONTAL Y VERTICAL EN PARIAGUÁN,
DIVISIÓN JUNÍN, CAMPO SAN CRISTÓBAL, MACOLLA II**

REALIZADO POR:

IRIANNYS ELVIRA MAGO COVA

C.I.: 18.905.317

KRELIA YINETH MARTINEZ RAMOS

C.I.: 16.939.220

REVISADO POR:


Dr. FERNANDO PINO MORALES

Asesor Académico

MATURÍN, ABRIL 2013



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA

**DESCRIPCIÓN DE LAS ECUACIONES MATEMÁTICAS
UTILIZADAS EN EL DISEÑO DE SEPARADORES BIFÁSICOS
DE TIPO HORIZONTAL Y VERTICAL EN PARIAGUÁN,
DIVISIÓN JUNÍN, CAMPO SAN CRISTÓBAL, MACOLLA II**

REALIZADO POR:

IRIANNYS ELVIRA MAGO COVA

C.I.: 18.905.317

KRELIA YINETH MARTINEZ RAMOS

C.I.: 16.939.220

APROBADO POR:


DR. FERNANDO PINO MORALES

Asesor Académico


MSC. CARLOS DE LA CRUZ

Jurado Principal


ING. FERNANDO CAÑIZALES

Jurado Principal

MATURÍN, ABRIL DE 2013

RESOLUCIÓN

De acuerdo al Artículo 41 del reglamento de Trabajos de Grado: “Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente, y sólo podrán ser utilizados a otros fines, con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien deberá participarlo previamente al Consejo Universitario, para su autorización”



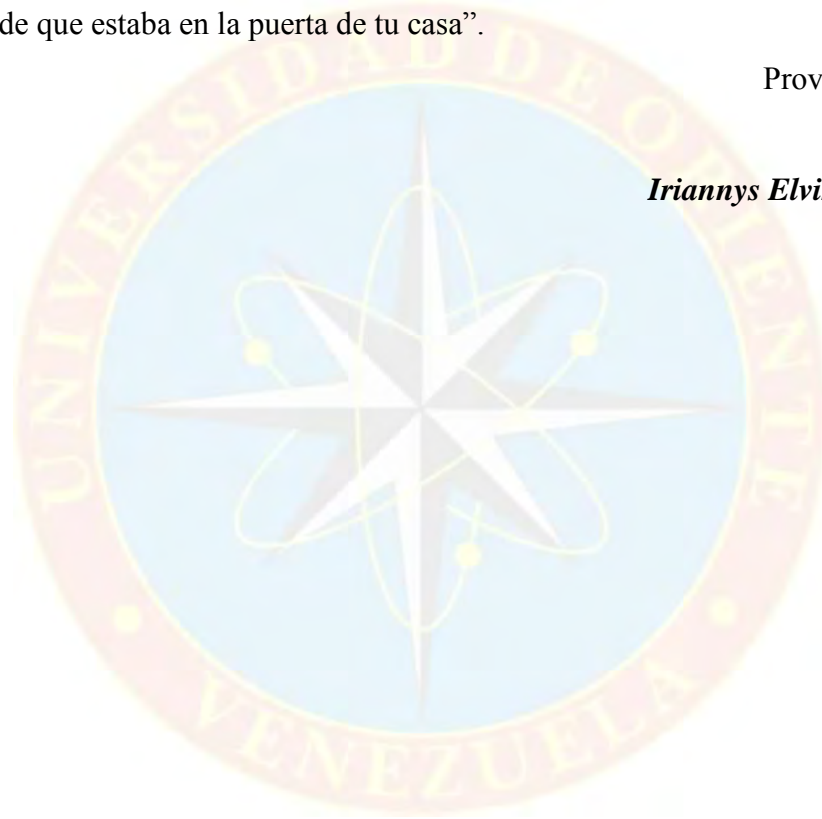
DEDICATORIA

A mi familia la cual es el motor que me impulsa a seguir adelante en todo lo que me propongo y están presente durante todo momento en mi vida. Los **AMO**.

“Después de haber recorrido el mundo entero en busca de la felicidad, te das cuenta de que estaba en la puerta de tu casa”.

Proverbio africano.

Iriannys Elvira Mago Cova



DEDICATORIA

Les dedico esta tesis a *mis padres Nircia Ramos y Freddy Martínez*, mis héroes, dos seres humanos extraordinarios, trabajadores, luchadores, más buenos que el pan!!!, todo lo bueno que hay en mí se debe a ellos, por sus sabios concejos, regaños y unos buenos correazos a tiempo, los **AMO!!!**

Mis hermanas Keyla y Kellys por ser mis amigas, compañeras, por estar siempre a mi lado se les quiere!!!

A mis sobrinos Daniel y Diego la nueva generación de la familia, son las dos personas que más **AMO!!!**

A mis tías Elena, Rosaura, Amarilis, Faicelys y Maira son como una madre para mí, las admiro, las respeto y las quiero!!!

A mis primas y primos Francis, Crelia, Aniel, Jani, Yuli, Yineth, Fairut Jhonattan, Jepherson, Jenssen, Tomas, Richard, Julio, Cesar, Franklin, Víctor, Eduardo, Javier son los mejores primos que se pueden tener, no los cambiaría por nada en el mundo!!!

A DIOS por concederme el milagro de la vida.

Krelia Yineth Martinez Ramos

AGRADECIMIENTOS

Gracias a mis padres, a mi mamá **Iraida Cova**, la cual me enseñó a cómo defenderme y manejarme en este mundo gracias madre por esos consejos y apoyo y por estar siempre presente; a mi papá **Francisco Mago**, por darme todo lo que necesitaba y estar siempre ahí. Los quiero.

A mi hermano **Frank Mago**, por aguantarme, soportarme y apoyarme aunque algunas veces de no muy buena gana durante todo momento; Gracias mano.

A mi sobrino **Joseph Mago**, el chiquito de la casa y la persona que más me hace reír; gracias por existir mi ángel.

A mi compañera de tesis **Krelia Martinez**, por realizar juntas esta tarea que nos permitió cruzar una de las tantas líneas de metas que se presentaran en nuestras vidas, Gracias mijitik.

A mis amigos de la universidad, **Fiorhelys Espinoza, Natascha Guerrero, Fernando Carvajal, Maria Idrogo, Daniela Cortez, yuneivys Henrique, Paola Sotillo, Jeisa Tocuyo**, y todas esas personas que de un modo u otro compartieron con mi persona la experiencia de estudiar en la casa de estudio más alta (Universidad de Oriente); y el de vivir juntos momentos tanto dentro como fuera de la universidad que quedaran siempre en nuestra vida. Gracias chicos.

Iriannys Elvira Mago Cova

AGRADECIMIENTOS

Citando al Comandante Eterno Hugo Chávez “*Desde mi Corazón*” mi más sincero agradecimiento a:

Mis padres Nircia Ramos y Freddy Martinez por su gran amor incondicional, por cada uno de los sacrificios que hicieron para que yo obtuviera un futuro, por brindarme su sabiduría, por guiarme en cada paso que me permitió alcanzar esta meta, le doy gracias a *Dios* por darme la bendición de ser su *Hija!!!*

A mis hermanas Keyla y Kellys no me puedo imaginar la vida sin ustedes, no tendría a quien mandar (jaja), gracias por todos los momentos que hemos vivido juntas, las risas, las lágrimas, las peleas, gracias por darle a vida a mi vida!!!

A mis sobrinos Daniel y Diego gracias por llenar mi vida de alegría, porque ustedes me hacen querer ser mejor persona!!!

A mis tías Elena, Rosaura, Amarilis, Faicelys y Maira mujeres extraordinarias, luchadoras guerreras, dignas hermanas de mi madre, mi ejemplo a seguir, gracias por quererme, por sus consejos y por su apoyo!!!

A mis primas y primos Francis, Crelia, Aniel, Jani, Yuli, Yineth, Fairut Jhonattan, Jepherson, Jenssen, Tomas, Richard, Julio, Cesar, Franklin, Víctor, Eduardo, Javier por ser los mejores compañeros de juego en mi infancia, por su amistad!!!

A mis amigos y conocidos a lo largo de mi vida, por haber dejado una huella en mí, por haber compartido conmigo en las diferentes etapas, desde preescolar hasta la universidad. Ustedes saben quiénes son (jajajaja)

A mi asesor, el profesor *Fernando Pino* por creer en mí y brindarme la oportunidad de desarrollar mi tesis!!!

A DIOS por todas las bendiciones que me ha dado!!!

Krelia Yineth Martinez Ramos

ÍNDICE

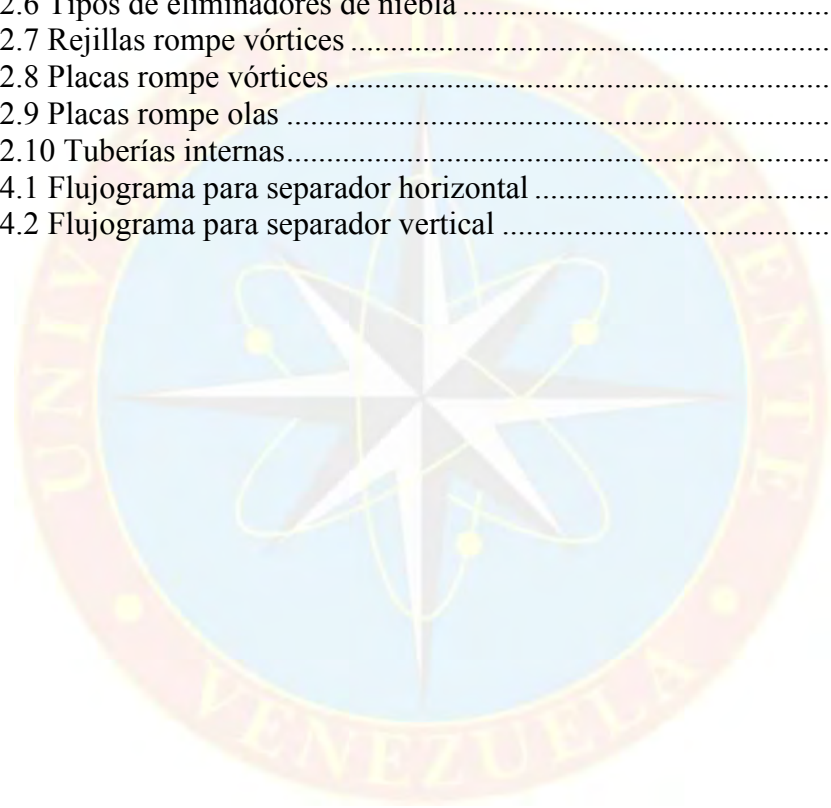
	PÁG.
RESOLUCIÓN	iii
DEDICATORIA	iv
AGRADECIMIENTOS	vii
ÍNDICE	ix
LISTA DE FIGURAS	xii
LISTA DE TABLAS	xiii
RESUMEN	xiv
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I	2
EL PROBLEMA Y SUS GENERALIDADES	2
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	2
1.2 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN.....	3
1.2.1 Objetivo General.....	3
1.2.2 Objetivos Específicos	3
1.3 JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO.....	4
CAPÍTULO II	5
MARCO TEÓRICO	5
2.1 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN	5
2.2 UBICACIÓN DEL ÁREA EN ESTUDIO.....	6
2.3 BASES TEÓRICAS	7
2.3.1 Separador	7
2.3.2 Separador Gas-Líquido.....	7
2.3.3 Principios de Separación	8
2.3.3.1 Fuerza de Gravedad	8
2.3.3.2 Fuerza Centrífuga	8
2.3.3.3 Choque de Partículas o Coalescencia	9
2.3.4 Funciones que Debe Cumplir un Separador	10
2.3.5 Principios de Operación de los Separadores.....	11
2.3.6 Condiciones Mecánicas de los Separadores	12
2.3.7 Parámetros de Importancia en el Diseño de Separadores.....	15
2.3.8 Separadores Horizontales (Gas-Petróleo).....	17
2.3.8.1 Ventajas de un Separador Horizontal	20
2.3.8.2 Desventajas de un Separador Horizontal	20
2.3.9 Separadores Verticales(Gas-Petróleo).....	20
2.3.9.1 Ventajas de un Separador Vertical.....	24
2.3.9.2 Desventajas de un Separador Vertical	24
2.3.10 Componentes Internos de un Separador	24

2.3.11 Problemas Operacionales Típicos a Tomar en Cuenta en el Diseño de los Separadores	36
2.3.11.1 Formación de Espuma	36
2.3.11.2 Flujo de Avance	37
2.3.11.3 Materiales Pegajosos.....	37
2.3.11.4 Presencia y Acumulación de Sólidos.....	37
2.4 DEFINICIÓN DE TERMINOS BÁSICOS.....	37
CAPÍTULO III.....	39
MARCO METODOLÓGICO	39
3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN.....	39
3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN	39
3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA	40
3.4 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO	40
3.4.1 Identificación de los Parámetros que Intervienen en el Diseño de los Separadores Bifásicos (Gas- Petróleo) de Tipo Vertical y Horizontal	40
3.4.1.1 Composición del Fluido que se va a Separar.....	40
3.4.1.2 Caudal del Gas en Condiciones Normales.....	41
3.4.1.3 Presión y Temperatura de Operación.....	41
3.4.1.4 Factor de Compresibilidad del Gas (z) en Condiciones de Operación	41
3.4.1.5 Velocidad Crítica del Gas Dentro de la Unidad	42
3.4.1.6 Constante de Souders & Brown (K)	42
3.4.1.7 Parámetros que Intervienen en el Dimensionamiento de los Separadores	43
3.4.2 Análisis de las Variables que Forman Parte de las Ecuaciones que Describen el Diseño de los Separadores Bifásicos (Gas-Petróleo) de Tipo Vertical y Horizontal	44
3.4.2.1 Propiedades Físicas de la Mezcla Incidentes en el Arrastre de Líquidos	45
3.4.2.2 Dimensiones de los Separadores Bifásicos (Gas- Petróleo) de Tipo Horizontal y Vertical.....	47
3.4.3 Definición de las Ecuaciones Matemáticas que Rigen el Diseño de los Separadores Bifásicos (Gas-Petróleo), de Tipo Horizontal y Vertical	49
3.4.3.1 Procedimientos de Diseño para Separadores Horizontales.....	49
3.4.3.2 Procedimientos de Diseño para Separadores Verticales.....	65
3.4.4 Evaluación de los Separadores Bifásicos (Gas-Petróleo) de Tipo Vertical y Horizontal Sobre las Bases del Diseño y las Condiciones Operacionales.....	73
3.5 TÉCNICAS E INSTRUMENTOS DE RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN.....	74
3.5.1 Revisión de Bibliografía.....	74
3.5.2 Internet.....	74
3.5.3 Entrevistas no Estructuradas.....	74
3.6 RECURSOS	75

3.6.1 Recursos Humanos	75
3.6.2 Recursos Financieros	75
CAPÍTULO IV	76
ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS	76
4.1 IDENTIFICACIÓN DE LOS PARÁMETROS QUE INTERVIENEN EN EL DISEÑO DE LOS SEPARADORES BIFÁSICOS (GAS- PETRÓLEO) DE TIPO VERTICAL Y HORIZONTAL.....	76
4.2 ANÁLISIS DE LAS VARIABLES QUE FORMAN PARTE DE LAS ECUACIONES QUE DESCRIBEN EL DISEÑO DE LOS SEPARADORES BIFÁSICOS (GAS - PETRÓLEO) DE TIPO VERTICAL Y HORIZONTAL.....	79
4.3 DEFINICIÓN DE LAS ECUACIONES MATEMÁTICAS QUE RIGEN EL DISEÑO DE LOS SEPARADORES BIFÁSICOS (GAS- PETRÓLEO), DE TIPO HORIZONTAL Y VERTICAL.....	85
4.4 EVALUACIÓN DE LOS SEPARADORES BIFÁSICOS (GAS- PETRÓLEO) DE TIPO VERTICAL Y HORIZONTAL SOBRE LAS BASES DEL DISEÑO Y LAS CONDICIONES OPERACIONALES	89
CAPÍTULO V	96
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	96
5.1 CONCLUSIONES	96
5.2 RECOMENDACIONES	97
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	98
APÉNDICES	100
HOJA DE METADATOS	146

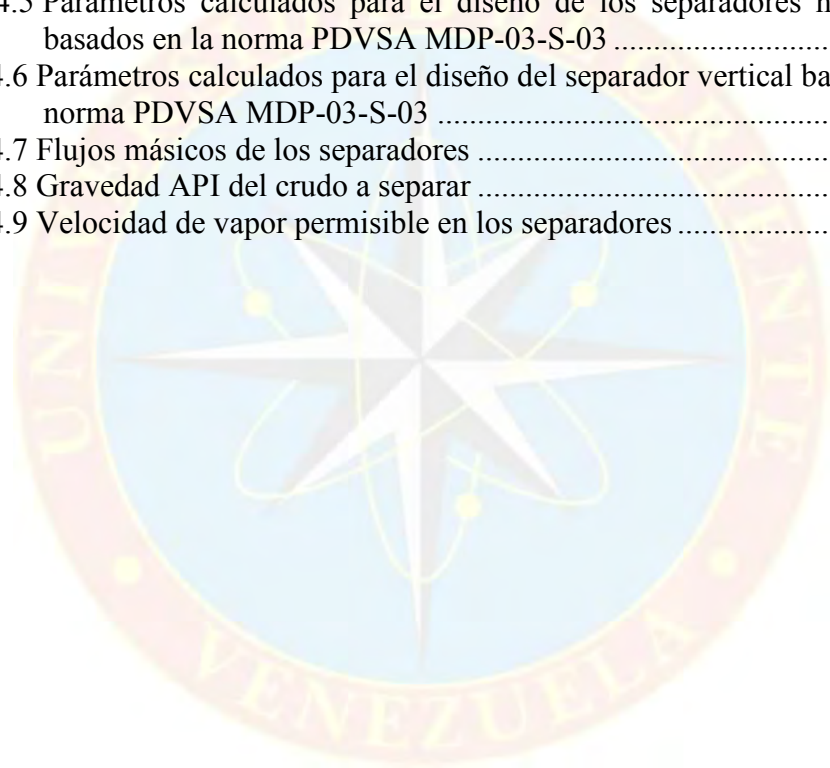
LISTA DE FIGURAS

	PÁG.
Figura 2.1 Mapa de la Ubicación del Área en Estudio	6
Figura 2.2 Proceso de coalescencia ¹	9
Figura 2.3 Secciones principales de un separador horizontal	14
Figura 2.4 Secciones principal es de un separador vertical	14
Figura 2.5 Tipos de deflectores y distribuidores.....	26
Figura 2.6 Tipos de eliminadores de niebla	31
Figura 2.7 Rejillas rompe vórtices	33
Figura 2.8 Placas rompe vórtices	34
Figura 2.9 Placas rompe olas	35
Figura 2.10 Tuberías internas.....	36
Figura 4.1 Flujograma para separador horizontal	90
Figura 4.2 Flujograma para separador vertical	91



LISTA DE TABLAS

	PÁG.
Tabla 3.1 Datos mínimos requeridos para el diseño de separadores horizontales	50
Tabla 3.2 Datos mínimos requeridos para el diseño de un separador vertical	66
Tabla 4.1 Parámetros de entrada	77
Tabla 4.2 Criterios para la constante de Souders y Brown (K).....	78
Tabla 4.3 Tiempo de retención de acuerdo a la gravedad API	78
Tabla 4.4 Nomenclatura para niveles de líquido.....	81
Tabla 4.5 Parámetros calculados para el diseño de los separadores horizontales basados en la norma PDVSA MDP-03-S-03	85
Tabla 4.6 Parámetros calculados para el diseño del separador vertical basados en la norma PDVSA MDP-03-S-03	87
Tabla 4.7 Flujos máxicos de los separadores	93
Tabla 4.8 Gravedad API del crudo a separar	94
Tabla 4.9 Velocidad de vapor permisible en los separadores	94





**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE MONAGAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA**

**DESCRIPCIÓN DE LAS ECUACIONES MATEMÁTICAS UTILIZADAS EN
EL DISEÑO DE SEPARADORES BIFÁSICOS DE TIPO HORIZONTAL Y
VERTICAL EN PARIAGUÁN, DIVISIÓN JUNÍN, CAMPO SANCRISTÓBAL,
MACOLLA II**

Autores:

Iriannys Elvira Mago Cova, C.I: 18.905.317

Krelia Yineth Martinez Ramos, C.I: 16.939.220

Abril, 2013

Asesor:

Dr. Fernando Pino Morales

RESUMEN

Los separadores bifásicos son muy comunes en un campo petrolero, ya que representan la primera instalación del procesamiento, al cual son sometidas las mezclas de hidrocarburos. Por lo cual el presente trabajo de investigación tuvo como objetivo principal describir las ecuaciones matemáticas utilizadas en el diseño de separadores bifásicos de tipo horizontal y vertical. Para el correcto diseño de un separador se deben conocer y manejar los parámetros que afectan el comportamiento del sistema a separar. Se deben analizar exhaustivamente las propiedades tanto del gas, como las del líquido, debido a que actúan dentro del recipiente e inciden en forma directa sobre el diseño del mismo, el cual involucra la aplicación de ecuaciones matemáticas inherentes al comportamiento de los fluidos y el posterior dimensionamiento de la unidad, acorde con los criterios establecidos por las normas de PDVSA. Sobre las bases del diseño y las condiciones operacionales, los separadores horizontales y verticales se evaluaron para determinar si estaban en capacidad de operar. Un diseño inadecuado de estos dispositivos podría acarrear daños en los equipos, y reducción de la producción, ocasionando pérdidas económicas para la industria.

INTRODUCCIÓN

El petróleo extraído, generalmente, viene acompañado de sedimentos, agua y gas natural, por lo que deben construirse previamente las facilidades de producción, separación y almacenamiento del mismo. La función fundamental de un separador es separar en fases los componentes del fluido (crudo, gas, agua, contaminantes, etc.). En la industria del petróleo y del gas natural se utiliza una gran cantidad de equipos de separación y depuradores, entre los cuales se encuentran los separadores bifásicos de tipos horizontales y verticales.

Es importante realizar una separación gas-líquido satisfactoria, ya que en los procesos de separación gas-petróleo, gran parte del gas es venteado o quemado; y en dichos procesos partículas de petróleo liviano son arrastradas con el gas, lo que ocasiona una pérdida económica significativa. Por lo cual en las estaciones de flujo los equipos de separación de los fluidos deben estar diseñados correctamente para minimizar dichas pérdidas.

Al diseñar y estudiar la eficiencia de un separador se deben tomar en cuenta los parámetros que afectan el comportamiento del sistema de separación. Es recomendable siempre especificar en forma muy clara el número de fases que estarán presentes en dicho proceso, ya que pueden ser utilizados diferentes criterios para el dimensionamiento y la selección de un separador, basados en la composición de la mezcla.

Esta investigación estará enfocada en el análisis puntual de las variables y parámetros que intervienen en las ecuaciones matemáticas para el diseño de separadores, permitiendo así estudiar a fondo su eficiencia en pro de la optimización de los procesos de separación de gas y crudo.

CAPÍTULO I

EL PROBLEMA Y SUS GENERALIDADES

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El separador representa la primera instalación del procesamiento, al cual son sometidas las mezclas de hidrocarburos que son extraídas de los yacimientos petrolíferos. Un separador es un recipiente o dispositivo mecánico utilizado para separar un fluido en sus diferentes fases (líquido-gas). En la industria petrolera los separadores se clasifican en función de: números de fases a separar, forma geométrica, ubicación y presión de operación, siendo muy comunes en un campo petrolero separadores bifásicos, de forma vertical u horizontal, los cuales tienen como principal objetivo separar, en este caso específico gas y petróleo.

El proceso de separación gas-petróleo se considera una de las operaciones fundamentales en la producción, procesamiento y tratamiento del hidrocarburo. Los mecanismos por los cuales se puede lograr una separación de mayor eficiencia del gas y del petróleo son: fuerza de gravedad, fuerza centrífuga, cambios en la cantidad de movimiento, fuerza electrostática, absorción, adsorción, difusión térmica, filtración, efectos sónicos y la combinación de todos los efectos señalados. En el campo petrolero los procesos de separación más usados son: la fuerza de gravedad, la fuerza centrífuga y los cambios en la cantidad de movimiento, que son los principios fundamentales considerados para lograr la separación física de sistemas gas-líquido.

En el Campo San Cristóbal, Macolla II, ubicado dentro del bloque Junín de la Faja Petrolífera del Orinoco, se encuentran presentes separadores bifásicos (gas-petróleo) de tipo horizontal y vertical; estos manejan la separación de crudos pesados que, debido a sus características, tienden a causar problemas operacionales en los

separadores; por lo tanto, un diseño inadecuado de estos dispositivos podría acarrear daños en los equipos y reducción de la producción, ocasionando pérdidas económicas para la industria.

El alcance de este trabajo fue el de establecer los lineamientos de diseño para la selección del separador conveniente a ser utilizado, de acuerdo a los requerimientos del proceso. Para lo cual se describen una serie de ecuaciones matemáticas que son determinantes en la eficiencia del diseño de los separadores, con el fin de optimizar el procesamiento y comercialización de los crudos y del gas asociado.

1.2 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN

1.2.1 Objetivo General

Describir las ecuaciones matemáticas utilizadas en el diseño de separadores bifásicos de tipo horizontal y vertical en Pariaguán, División Junín, Campo San Cristóbal, Macolla II.

1.2.2 Objetivos Específicos

Identificarlos parámetros que intervienen en el diseño de los separadores bifásicos (gas- petróleo) de tipo vertical y horizontal.

Analizar las variables que forman parte de las ecuaciones que describen el diseño de los separadores bifásicos (gas- petróleo) de tipo vertical y horizontal.

Definir las ecuaciones matemáticas que rigen el diseño de los separadores bifásicos (gas-petróleo), de tipo horizontal y vertical.

Evaluar los separadores bifásicos (gas-petróleo) de tipo vertical y horizontal es sobre las bases del diseño y las condiciones operacionales.

1.3 JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

Los separadores bifásicos de tipo horizontal y vertical representan la unidad donde se produce la separación inicial del gas y del petróleo; el diseño de estos separadores requiere del conocimiento y manejo preciso de una serie de ecuaciones matemáticas. Antes de comenzar el diseño de un separador es preciso tener muy en claro el uso que se le dará al recipiente, ya que de ello dependerá la eficiencia del proceso de separación.

La separación eficiente de los fluidos presentes en los yacimientos del Campo San Cristóbal, Macolla II, permite obtener un margen de ganancias mayor a la empresa, ya que si se realiza una óptima separación de los fluidos, se tendrá un mayor provecho económico de los mismos.

Por medio de esta investigación se proporcionaron fundamentos teóricos que permiten una óptima comprensión de la terminología relacionada con el área de las separaciones físicas de fluidos, haciendo énfasis en las ecuaciones matemáticas, con el fin de conferir suficiente información para el diseño de separadores bifásicos (gas-petróleo), ya sean de tipo verticales u horizontales.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN

Esser, F. y Eremenko, L. (2009). Presentaron el trabajo de grado para la Universidad de Oriente, Núcleo de Monagas, titulado: **“Desarrollo de un programa para el diseño de separadores gas-líquido bajo software libre”**. La finalidad de este trabajo de investigación fue desarrollar un programa bajo software libre para establecer el dimensionamiento mínimo requerido para separadores verticales gas-líquido y horizontales de dos y tres fases. El estudio se fundamentó en las normas PDVSA, GPSA y API debido a que son las de mayor aplicación en la industria del petróleo y del gas natural para el diseño de separadores, expresando los lineamientos más eficientes. Como resultado se tuvo un programa con fines educativos, de manera que los estudiantes se introduzcan en el desarrollo de nuevas aplicaciones, que conlleven al crecimiento de nuevas tecnologías. El programa se elaboró utilizando el lenguaje de programación PHP, debido a la gran versatilidad de sus herramientas que permiten la ejecución rápida y sencilla de la aplicación bajo el ambiente Windows y Linux. Cabe destacar que se cotejaron los resultados obtenidos a través del programa, con datos reales realizados en estudios previos de separadores, comprobando el grado de confiabilidad del mismo.

Guzmán, M. (2005). Presentó el trabajo de grado para la Universidad de Oriente, Núcleo de Monagas, denominado: **“Desarrollo de una herramienta para el diseño de separadores gas-petróleo fundamentados en las normas API, PDVSA y GPSA”**. El objetivo principal de esta investigación fue desarrollar una herramienta para el diseño, desde el punto de vista de procesos, de separadores horizontales y verticales gas-petróleo, basados en las normas seleccionadas, lo cual contribuyó con una dinámica de trabajo eficiente. Como resultado se logró reducir el tiempo de

respuesta y a su vez el esfuerzo de horas-hombres dedicado al diseño de los equipos de separadores horizontales y verticales gas-petróleo, optimizando el trabajo de selección de criterios y de equipos.

2.2 UBICACIÓN DEL ÁREA EN ESTUDIO

La zona de estudio comprende una extensión aproximada de 140 km, la cual abarca en su totalidad al Campo San Cristóbal, ubicado dentro del bloque Junín de la Faja Petrolífera del Orinoco. Esta zona está ubicada entre las coordenadas: Norte: 958.386 y 967.506 y Este: 292.376 y 308.396, entre los estados Guárico y Anzoátegui en su parte central, a unos 10 km al suroeste de la ciudad de Pariaguán. En este campo se tiene una producción de 40 mil barriles de crudo pesado por día.

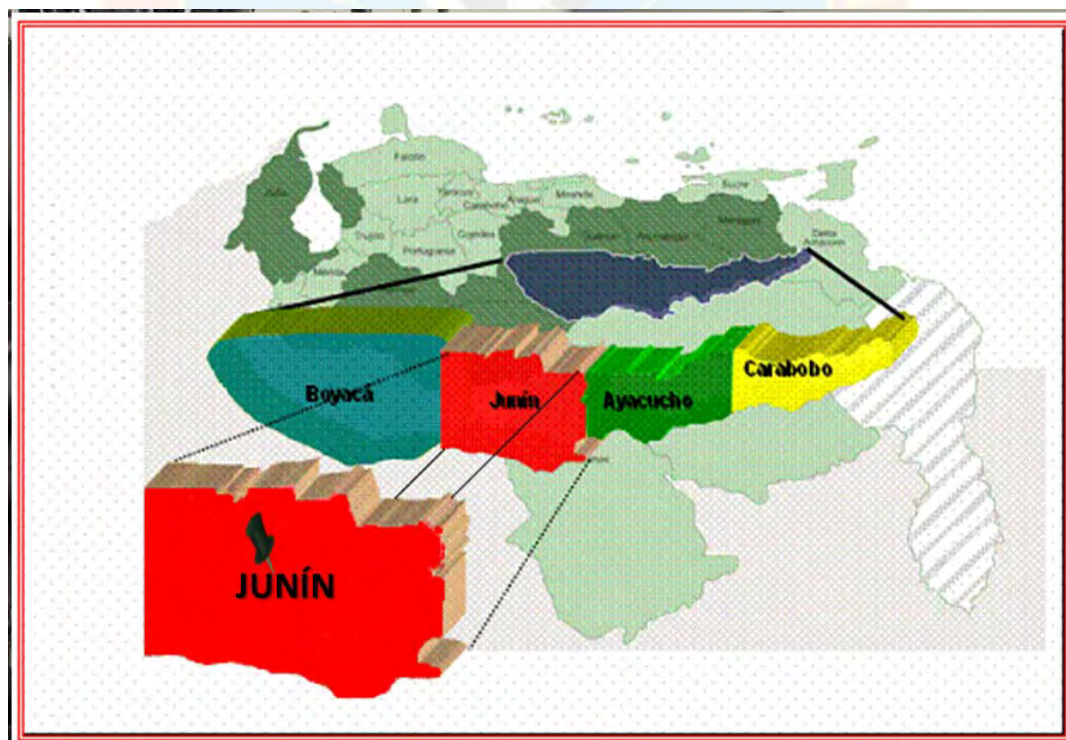


Figura 2.1 Mapa de la Ubicación del Área en Estudio^[5]

2.3 BASES TEÓRICAS

2.3.1 Separador

Es un cilindro de acero que por lo general se utiliza en los procesos de producción y tratamiento de los hidrocarburos para disgregar la mezcla en sus diferentes fases: petróleo, gas y agua. De acuerdo al número de fases a separar, estos pueden ser bifásicos, trifásicos o tetrafásicos; el primero se utiliza para separar los líquidos de la fase gaseosa o los líquidos inmiscibles (agua y petróleo). Mientras que el separador trifásico tiene por objetivo separar tres fases, constituidas por el gas y la fase de líquido inmiscible (agua y petróleo). En los procesos petroleros, se utilizan también los separadores tetrafásicos, en los cuales se ha previsto, adicionalmente, una sección para la separación de la espuma que suele formarse en algunos tipos de fluidos; esto es de importancia ya que la misma, tiene una fuerte influencia en la determinación de la eficiencia del proceso de separación. El objetivo del proceso de separación es separar los diversos constituyentes del yacimiento, con el fin de optimizar el procesamiento y comercialización de los crudos y del gas asociado.

2.3.2 Separador Gas-Líquido

Éste es el recipiente que más comúnmente se encuentra en la industria del petróleo y del gas natural. Representa la unidad donde se produce la separación inicial del gas y del petróleo. El estudio de este tópico requiere del conocimiento y manejo preciso de una serie de fundamentos, de tal forma que el proceso tenga un alto grado de eficiencia. Para obtener una máxima eficiencia, se debe conocer la composición del fluido, además de la cantidad de ambos fluidos que ha de manejarse en el separador. También se debe, necesariamente, saber los valores de la temperatura y presión, a las cuales deberá operar el proceso de separación.

2.3.3 Principios de Separación

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son: la fuerza de gravedad, la fuerza centrífuga y el choque de partículas o 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.

2.3.3.1 Fuerza de Gravedad

Es el mecanismo de separación que más se utiliza, debido a que el equipo requerido es muy simple. Cualquier sección ampliada en una línea de flujo, actúa como asentador, por gravedad, de las gotas de líquido suspendidas en una corriente de gas. El asentamiento se debe a que se reduce la velocidad del flujo; en los separadores el asentamiento por gravedad tiene lugar principalmente en la sección secundaria, que se conoce también como sección de asentamiento por gravedad. Si el flujo es vertical hacia arriba como en los separadores verticales, las partículas de líquido que se van a separar caen a contraflujo del gas. Estas partículas de líquido que descienden por la acción de la gravedad se aceleran, hasta que la fuerza de arrastre se balancea con la fuerza gravitacional. Después de este momento, las partículas continúan cayendo a una velocidad constante, conocida como velocidad de asentamiento o velocidad final. La velocidad de asentamiento calculada para una gota de líquido de cierto diámetro indica la velocidad máxima que debe tener el gas para permitir que gotas de este diámetro o mayor se separen.

2.3.3.2 Fuerza Centrífuga

La fuerza centrífuga que se induce a las partículas de líquido suspendidas en una corriente de gas, puede ser mucho más grande que la fuerza de gravedad que

actúa sobre las mismas. Este principio mecánico de separación se emplea en un separador, tanto en la sección de separación primaria como en algunos tipos de extractores de niebla, por ejemplo, en el extractor tipo ciclónico. Las partículas de líquido colectadas en las paredes de un extractor de niebla tipo ciclónico, difícilmente son arrastradas por la corriente de gas. Se recomienda que la velocidad del gas no sea mayor al valor de la velocidad crítica del gas dentro de la unidad.

2.3.3.3 Choque de Partículas o Coalescencia

Este mecanismo de separación es tal vez el que más se emplea en la eliminación de las partículas pequeñas de líquido suspendidas en una corriente, las cuales, al viajar en el flujo de gas, chocan con obstrucciones donde quedan depositadas. La separación por choque se emplea principalmente en los extractores de niebla tipo veleta y en los de malla de alambre entretejido; se conoce como distancia de paro, a la que una partícula de cierto diámetro, recorre a través de una línea de corriente de gas.

Las gotas muy pequeñas no pueden ser separadas por gravedad. Éstas se unen, por medio del fenómeno de coalescencia, para formar gotas mayores, las cuales se acercan lo suficiente como para superar las tensiones superficiales individuales y poder de esta forma separarse por gravedad, como se muestra en la figura 2.2

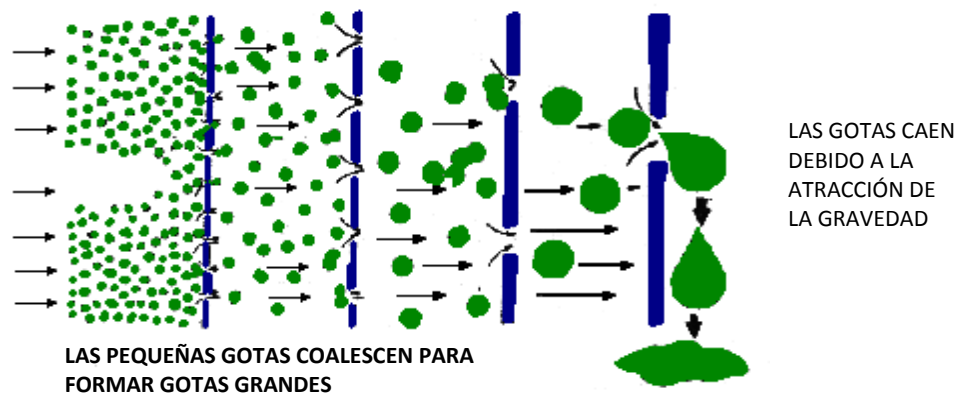


Figura 2.2 Proceso de coalescencia^[5]

El proceso de coalescencia se inicia al ocurrir choques entre gotas con fuerzas suficientes para romper la película interfacial. Una vez en contacto físico, el proceso se completa por fuerzas superficiales. Sistemas de coalescencia en los separadores obligan al gas a fluir por un camino tortuoso. La cantidad de movimiento de las gotas les causa choques entre éstas, formando otras de mayor tamaño, que pueden separarse del gas por gravedad. Las redes de alambres o mallas son típicos sistemas de coalescencia usados en los separadores bifásicos.

2.3.4 Funciones que Debe Cumplir un Separador

Un separador que tenga un diseño óptimo hace posible la liberación de gas libre de los diferentes líquidos que conforman los hidrocarburos. Las principales funciones son:

- a.- Hacer una primera separación de fases entre los hidrocarburos de la mezcla del fluido petrolero.
- b.- Cuando el proceso de separación ocurre entre la fase gaseosa y líquida, la función del separador será: refinar el proceso de separación mediante la recolección de partículas líquidas atrapadas en la fase gaseosa, y viceversa
- c.- Liberar parte de la fase gaseosa que haya quedado atrapada en la líquida, lo cual se relaciona con el tiempo de residencia del líquido en el fluido petrolero que se está separando.
- d.- Descargar por separado las fases líquidas y gaseosas que salen del separador, con el objetivo de evitar que se vuelvan a mezclar, lo que haría que el proceso de separación fuese de una baja eficiencia.

2.3.5 Principios de Operación de los Separadores

La única forma para que el separador pueda cumplir con las funciones anteriormente señaladas es satisfaciendo lo siguiente:

- a.- Controlar la energía del fluido al entrar al separador
- b.- Las tasas de flujo de las fases líquidas y gaseosas deben estar comprendidas dentro de ciertos límites.
- c.- Cuando el separador se ha diseñado para las fases gas- líquido, la turbulencia que ocurre en la sección ocupada por el gas debe ser minimizada, de tal forma de incrementar la eficiencia del proceso.
- d.- La acumulación de espuma y partículas contaminantes deben ser eliminadas, si esto no se realiza el proceso de separación tendrá una baja eficiencia.
- e.- Las salidas de los fluidos deben estar provistas de controles de presión.
- f.- Las regiones de acumulación de sólidos deben tener previstas la remoción de los mismos.
- g.- Para evitar presiones excesivas el separador debe tener válvulas de alivio, por ejemplo, debe poseer líneas obstaculizadoras.
- h.- Para realizar controles visuales del proceso de separación, el recipiente debe estar provisto de manómetros, termómetros, controles de nivel, etc.

i.- Para facilitar la inspección y mantenimiento el separador debe tener bocas de visitas.

Si el separador cumple con todos estos requisitos el proceso de separación será funcional y de una alta eficiencia.

2.3.6 Condiciones Mecánicas de los Separadores

Los separadores deben poseer cuatro secciones principales, las cuales son:

a.- Primera sección de separación

Ésta es la primera sección del separador, es decir, la entrada del fluido al mismo. Aquí se debe absorber la cantidad de movimiento de los fluidos de alimentación, controlando el cambio abrupto de la corriente, con lo cual se produce una separación inicial del fluido, que, por lo general, ocurre por la fuerza centrífuga originada por la entrada tangencial del fluido al separador. En el cual se remueve una cantidad apreciable de líquidos, separación que se fundamenta en base a la fuerza centrífuga; en la separación, además, se reorienta la distribución de los fluidos.

b.- Sección de las fuerzas gravitacionales

Ésta es la segunda sección del separador, en la que las fuerzas gravitacionales son de una gran influencia, es decir, son fundamentales, ya que las gotas de líquidos que contiene el gas son separadas al máximo. Esta separación se sustenta en el principio conocido como asentamiento por gravedad. En base al mismo se sabe que la velocidad del gas se reduce en forma apreciable; como consecuencia de ello, la corriente de gas sube a una velocidad reducida. Para estar seguros de lo anterior en algunas ocasiones se utilizan tabiques y otros tipos de extractores de niebla, con el

objetivo de controlar la velocidad del gas, y además regular la formación de espuma y turbulencia, que ocasionarían la reducción de la misma

c.- Sección de extracción de neblina

Es la tercera sección del separador, en la que se tienen que separar las pequeñas partículas líquidas que no han podido ser separadas por las fuerzas gravitacionales, lo que indica que éstas son partículas líquidas de minúsculo tamaño, que aún están unidas a las partículas del gas.

Para el control de la neblina, por lo general, se utiliza la fuerza centrífuga o el principio de choque. Las pequeñas gotas de líquido se agrandan dando paso al proceso de coalescencia; luego se obtiene un tamaño adecuado, las gotas caen a la zona de recepción del líquido.

d.- Sección de acumulación de líquido

Constituye la cuarta sección del separador. Los líquidos separados en las tres secciones previas se acumulan en la parte inferior del separador. Por lo tanto, se requiere un tiempo mínimo de retención que permita llevar a cabo el proceso de separación, el cual debe ser tal que permita la salida del gas atrapado en el fluido. Por lo general, el diseño del separador obliga a que el tiempo de permanencia del crudo en el mismo sea mayor que el lapso requerido para que cada una de las fases quede limpia una de la otra.

En las figuras 2.3 y 2.4 se representan los diagramas esquemáticos de un separador horizontal y otro vertical, respectivamente, destacando sus cuatro secciones principales.

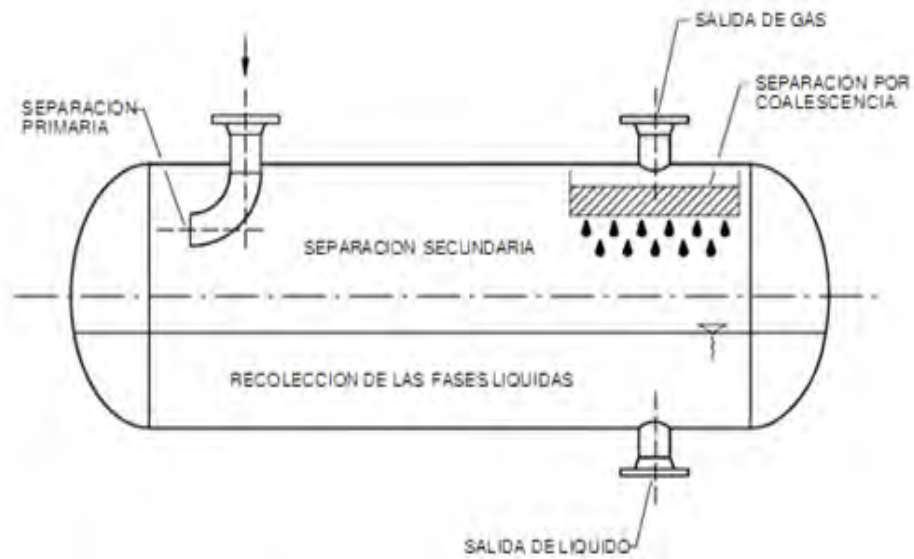


Figura 2.3 Secciones principales de un separador horizontal^[7]

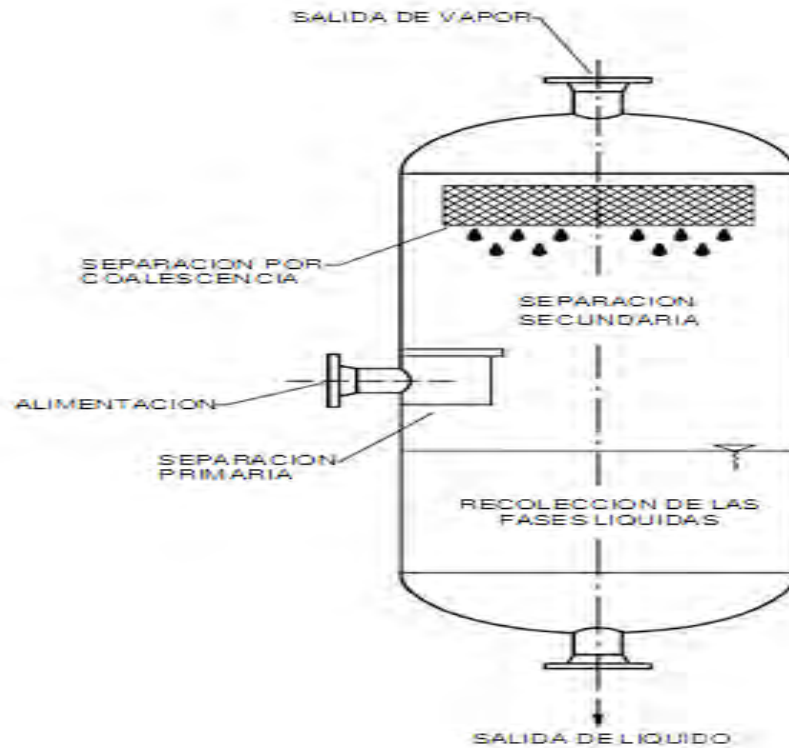


Figura 2.4 Secciones principales de un separador vertical^[7]

2.3.7 Parámetros de Importancia en el Diseño de Separadores

- a.- La energía que posee el fluido al entrar al separador, debe de ser controlada.
- b.- Las tasas de flujo, tanto de la fase líquida como de la gaseosa, deben encontrarse dentro del rango establecido por el separador. Si esto se cumple, se puede asegurar que el fluido es controlado por las fuerzas de gravedad, las cuales actúan sobre el fluido y se establece un equilibrio interfásico líquido- vapor.
- c.- Las turbulencias que ocurren, fundamentalmente en la sección ocupada por la fase gaseosa, deben ser minimizadas, antes que causen problemas en el proceso de separación, y por ende inconvenientes a la hora de evaluar la eficiencia.
- d.- La acumulación de espuma y contaminantes debe ser controlada.
- e.- Las salidas del separador de las fases líquidas y gaseosas deben realizarse de tal forma, que no vuelvan a encontrarse. Además, las salidas de los fluidos del separador deben tener controles de presión y de nivel de los fluidos.
- f.- En el separador se debe tener prevista la eliminación de partículas sólidas, cuando éstas se hayan acumulado.
- g.- En el separador debe preverse el control de la presión, para lo cual es recomendable la instalación de válvulas de alivio. También se recomienda instalar manómetros, termómetros, controles de nivel, boca de visitas, de tal forma que se pueda revisar en forma rápida el separador.
- h.- Para el correcto diseño de un separador se deben conocer y manejar los parámetros que afectan el comportamiento del sistema a separar. Se deben analizar exhaustivamente las propiedades del fluido, las cuales derivan en el comportamiento

de las fases. Debe tenerse en cuenta que tanto las propiedades del gas como las del líquido actúan dentro del separador, y lo hacen en forma directa sobre el diseño del mismo.

i.- También es muy importante tener en cuenta las propiedades del fluido que se va a separar; se deben conocer, por ejemplo: las tasas máximas y mínimas de las fases, la temperatura y presión de operación, la densidad, viscosidad, índice de corrosión, la presión de diseño, el número de fases que se manejarán en el proceso de separación, el contenido y tipo de impurezas que contenga el fluido a separar, la tendencia de éste a la formación de espuma y el impacto de ésta en la corriente aguas arriba, el efecto de la velocidad de erosión, las variaciones que pueda tener en algún intervalo de tiempo la tasa de alimentación, para que pueda ser el factor determinante en la eficiencia del proceso de separación.

Antes de comenzar el diseño de un separador, es preciso tener muy en claro el uso que se le dará al recipiente, ya que de ello dependerá la eficiencia del proceso de separación. La verdad es que el uso que se le dará al separador es determinante en cuanto al diseño y las dimensiones que tendrá el mismo. En la actualidad se utilizan mucho los modelos de simulación para el diseño de los separadores. También es muy importante tener en cuenta, que el comportamiento de una gota de fluido en estado líquido, estará en función del tipo de separador a utilizar, es decir, que una gota líquida en un separador de posición vertical tendrá un comportamiento diferente que si el separador fuera de posición horizontal. En el primero, la resultante de la sumatoria de las fuerzas posee una dirección vertical, mientras que en el segundo la resultante de las fuerzas tendrá una dirección inclinada. Esta diferencia, trae como consecuencia que la velocidad del gas en un separador horizontal alcance valores mayores que los que se obtendrían en un separador vertical; es por ello que el parámetro velocidad hay que tenerlo bien en cuenta para el diseño.

2.3.8 Separadores Horizontales (Gas-Petróleo)

El diseño de un separador bifásico gas petróleo se hace partiendo del supuesto de que el crudo, aunque tenga agua, no será deshidratado dentro de la unidad. El objetivo en este caso es separar las fases líquida y gaseosa. A continuación se especifican los pasos que se deben cumplir para realizar el diseño del separador.

Para determinar el tamaño de la sección del gas, se sigue la secuencia de pasos que se describen a continuación

Paso 1: calcular la velocidad crítica de diseño del gas, mediante la siguiente ecuación:

$$V_c = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \text{ (pie/s)} \quad (2.1)$$

Donde:

V_c : velocidad crítica del gas, pies/s

ρ_l : densidad del líquido fluyente, lb/pie³

ρ_g : densidad del gas fluyente, lb/pie³

K: constante de Souders y Brown

Paso 2: calcular la tasa de flujo volumétrico del gas

$$Q_g = \frac{W_g}{\rho_g} \text{ (pie}^3\text{/s)} \quad (2.2)$$

Donde:

Q_g : tasa de flujo volumétrico del gas, pie³/s.

W_g : tasa de flujo másico del gas, lb/s.

ρ_g : densidad del gas fluyente, lb/pie³ (a temperatura y presión de operación)

Paso 3: determinar el área de la sección transversal para el flujo del gas dentro del separador

$$A_g = \frac{Q_g}{V_c} (\text{pie}^2) \quad (2.3)$$

Donde:

A_g : área transversal de la sección de gas, pie²

Q_g : tasa de flujo volumétrico del gas, pie³/s.

V_c : velocidad crítica del gas, pie/s

Paso 4: hallar el diámetro del recipiente

El diámetro del recipiente se determina en este punto, partiendo de la relación h_g/D .

Donde:

h_g : altura del gas, pie

D : diámetro del separador, pie.

Paso 5: determinar la longitud del cilindro

Se supone una longitud costura a costura de un recipiente (L) y longitudes comunes que comienzan con 2,25 m (7,5 pies) y aumentan en incrementos de 75 cm (2,5 pies).

Paso 6: calcular el volumen de retención del líquido (V_l)

$$V_l = A_l * L \quad (\text{pie}^3)(2.4)$$

Donde:

V_l : volumen de retención del líquido, pies^3

A_l : área de la sección transversal del líquido, pies^2

L : longitud de costura a costura del recipiente, pies

Paso 7: hallar el flujo volumétrico del líquido (Q_l)

$$Q_l = \frac{W_l}{\rho_l} (\text{pie}^3 / \text{s})(2.5)$$

Donde:

Q_l : tasa de flujo volumétrico del líquido, pie^3/s

W_l : tasa de flujo másico del líquido, lb/s

ρ_l : densidad del líquido fluyente, lb/pie^3

Paso 8: determinar el tiempo de retención del líquido (t_{rl})

$$t_{rl} = \frac{V_l}{60Q_l} (\text{min})(2.6)$$

Donde:

t_{rl} : tiempo de retención del líquido, min

V_l : volumen de retención del líquido, pies^3

Q_l : tasa de flujo volumétrico del líquido, pies^3/s

Paso 9: ajustar L como sea necesario. Una relación L/D entre 2,5 y 6 es satisfactoria

2.3.8.1 Ventajas de un Separador Horizontal

- a) La dirección del flujo no se opone al drenado en la extracción de neblina.
- b) Gran control de turbulencia.
- c) Mejor manejo para la retención de volumen.
- d) Mayor área de superficie líquida.
- e) Fácil mantenimiento y servicio.
- f) Mejor para el manejo de espuma.
- g) Mayor capacidad de líquido con una alta RGP.

2.3.8.2 Desventajas de un Separador Horizontal

- a) Requiere mayor espacio físico.
- b) Los extractores de neblina a veces se tapan y explotan.
- c) No es bueno para el manejo de sedimentos o lodo.

2.3.9 Separadores Verticales(Gas-Petróleo)

Para diseñar el tipo de separador solicitado son necesarios los cálculos que a continuación se señalan

Paso 1: calcular la velocidad de diseño del gas, mediante la siguiente ecuación:

$$V_g = K \sqrt{\frac{\rho_1 - \rho_g}{\rho_g}} \text{ (pie/s)} \quad (2.7)$$

Donde:

V_g : velocidad crítica del gas, pie/s

ρ_l : densidad del líquido fluyente, lb/pie³

ρ_g : densidad del gas fluyente, lb/pie³

K: constante de Souders y Brown

Paso 2: calcular la tasa de flujo volumétrico del gas

$$Q_g = \frac{W_g}{\rho_g} (\text{pie}^3/\text{s}) \quad (2.8)$$

Donde:

Q_g : tasa de flujo volumétrico del gas, pie³/s.

W_g : tasa de flujo másico del gas, lb/s.

ρ_g : densidad del gas fluyente, lb/pie³ (a temperatura y presión de operación)

Paso 3: determinar el área de la sección transversal que permite el flujo normal del gas dentro del separador

$$A_g = \frac{Q_g}{V_g} (\text{pie}^2) \quad (2.9)$$

Donde:

A_g : área transversal de la sección de gas, pies²

Q_g : tasa de flujo volumétrico del gas, pies³/s.

V_c : velocidad crítica del gas, pies/s

Paso 4: hallar el diámetro interno del recipiente

$$D_i = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} (\text{pie}) \quad (2.10)$$

Paso 5: estimar la tasa de flujo volumétrico del líquido, con la fórmula siguiente:

$$Q_l = \frac{W_l}{\rho_l} (\text{pie}^3 / \text{s}) \quad (2.11)$$

Donde:

Q_l : tasa de flujo volumétrico del líquido, pie^3/s

W_l : tasa de flujo másico del líquido, lb/s

ρ_l : densidad del líquido fluyente, lb/pie^3

Paso 6: calcular el volumen de retención del líquido, así:

$$V_l = 60 * Q_l * t_{rl} (\text{pie}^3) \quad (2.12)$$

Donde:

V_l : volumen de retención del líquido, pie^3

Q_l : tasa de flujo volumétrico del líquido, pie^3/s

t_{rl} : tiempo de retención del líquido, min

Paso 7: hallar la altura del líquido en el recipiente, del siguiente modo:

$$h_l = \frac{V_l}{A} (\text{pie}) \quad (2.13)$$

Donde:

h_l : altura del líquido, pie

V_l : volumen de retención del líquido, pie^3

A : área de la sección transversal, pie^2

Paso 8: determinar la velocidad del gas en la boquilla

$$V_{boquilla} = \frac{80}{\sqrt{\rho_m}} (\text{pie/s}) \quad (2.14)$$

Donde:

$V_{boquilla}$: velocidad del gas en la boquilla, pie/s

ρ_m : densidad de la mezcla, lb/pie³

Para calcular la densidad de la mezcla (basada en deslizamiento nulo), se procede así:

$$\rho_m = \frac{W_l + W_g}{Q_l + Q_g} (\text{lb/pie}^3) \quad (2.15)$$

Donde:

ρ_m : densidad de la mezcla, lb/pie³

W_l : tasa de flujo másico del líquido, lb/s

W_g : tasa de flujo másico del gas, lb/s

Q_l : tasa de flujo volumétrico del líquido, pie³/s

Q_g : tasa de flujo volumétrico del gas, pie³/s

Paso 9: hallar el diámetro de la boquilla

Se calcula el diámetro de la boquilla y se aproxima al tamaño estándar que se pueda obtener en el mercado:

$$D_{boquilla} = \sqrt{\frac{4(Q_l - Q_g)}{\pi V_{boquilla}}} (\text{pie}) \quad (2.16)$$

Paso 10: estimar la esbeltez del separador

Se determina la longitud de costura a costura del recipiente, considerando las relaciones económicas L/D del mismo, con un margen entre 2,5 y 6. Se verifica que la relación L/D final calculada esté dentro de ese rango.

2.3.9.1 Ventajas de un Separador Vertical

- a) Puede manejar grandes cantidades de sedimentos o lodo.
- b) Buena capacidad de oleada.
- c) No requiere de mucho espacio físico.
- d) Puede ser limpiado fácilmente.

2.3.9.2 Desventajas de un Separador Vertical

- a) Más costoso con respecto al separador horizontal al procesar iguales cantidades de gas.
- b) Menor capacidad para el drenado de neblina.
- c) No es bueno para la espuma.
- d) Dificultad para revisar equipos en la parte superior.
- e) Baja capacidad de líquido con una alta RGP.

2.3.10 Componentes Internos de un Separador

Con el propósito de optimizar el proceso de separación, minimizar problemas de operación aguas abajo de los separadores, prevenir el arrastre de líquidos, y mejorar la eficiencia de los equipos, se incluyen dentro del recipiente diversos dispositivos, denominados genéricamente como internos, entre los cuales se encuentran:

- ✓ **Dispositivos de entrada:** los internos de entrada se colocan en el separador para inducir el cambio de momentum de la corriente de alimentación, o para conseguir una distribución más uniforme de las fases y disipar así la energía cinética del fluido que entra al recipiente, antes de que el mismo alcance la sección de asentamiento en el separador. El momentum, es la cantidad de movimiento que tiene un fluido de cierta densidad. Así, cuando una mezcla bifásica es sometida a un cambio violento en su dirección, ambos fluidos alcanzarán diferentes velocidades debido a que poseen distintas densidades.

Este tipo de internos se pueden clasificar en:

a) Placas deflectoras

Estos internos de choque, comúnmente denominados por su nombre en inglés como baffles, se colocan después de la boquilla de entrada para que se produzca el encuentro del fluido que alimenta a la unidad con una superficie, y ocurra el cambio de dirección de la mezcla, produciéndose así la variación del momentum de las fases. Hay diversas geometrías para la construcción de las placas deflectoras, pudiendo ser de forma cónica, en codo de 90°, como media esfera, placas planas o placas con ángulo, como se puede observar en la figura 2.5; de tal manera que se produzca el cambio violento en la dirección y en la velocidad de los fluidos alimentados, y se obtenga la separación inicial entre el vapor y el líquido.

b) Distribuidores de flujo

En esta categoría se pueden incluir varios dispositivos, tales como: la tubería partida (es una tubería a la que se le han abierto unos orificios o ranuras laterales para producir el esparcimiento de las fases), los difusores en forma de Y o T con los cuales

se desea conseguir desviar el flujo hacia las paredes del recipiente, y los distribuidores patentados, que distribuyen los fluidos generando patrones organizados dentro del separador.

En la figura 2.5 se presentan los diferentes esquemas de los tipos de deflectores de entrada y distribuidores de flujo.

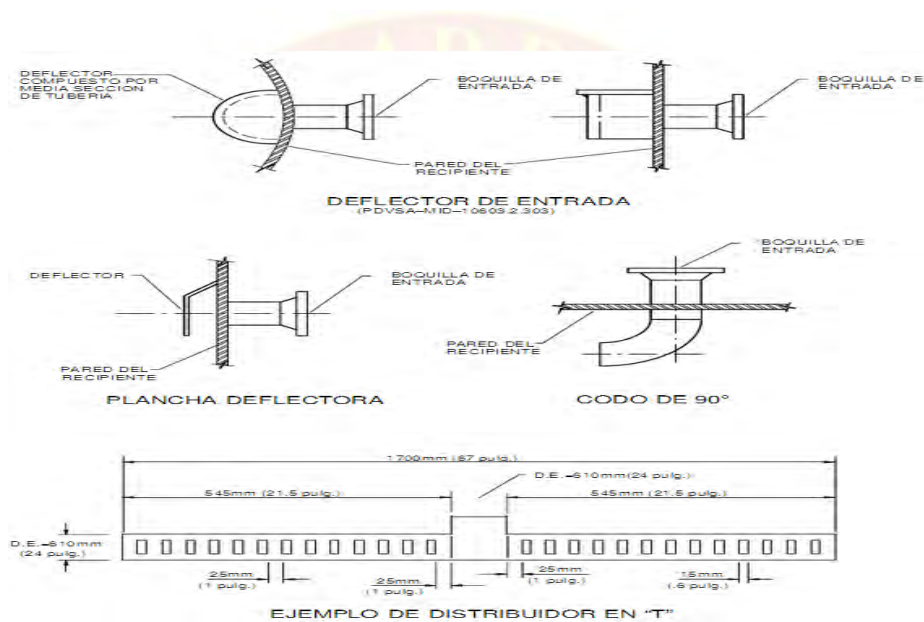


Figura 2.5 Tipos de deflectores y distribuidores^[7]

c) Ciclones de entrada

Los deflectores de entrada de tipo ciclónico, utilizan la fuerza centrífuga para separar la mezcla líquido-vapor. En la mayoría de estos internos, la alimentación se introduce tangencialmente y posee un conducto ciclónico o varias chimeneas (como en el caso de los tubos vórtices), que obliga al fluido a correr rápidamente por las paredes del dispositivo.

Aunque los ciclones de entrada producen una gran caída de presión ofrecen las

siguientes ventajas:

- a) Contribuyen en la prevención de formación de espumas.
- b) Reducen el tamaño y el peso de equipos nuevos.
- c) Se pueden tener menores tiempos de residencia con igual eficiencia.
- d) Son de fácil instalación.

✓ **Eliminadores de niebla:** los eliminadores de neblina o extractores de niebla, son accesorios utilizados para hacer coalescer las partículas líquidas de tamaño pequeño, que no son separadas por la acción de la gravedad. Todos los eliminadores de neblina funcionan de manera tal que intervienen en el balance natural de las fuerzas sobre la partícula: al reducir la velocidad del vapor, introduciendo fuerzas adicionales (como por ejemplo la fuerza centrífuga) o aumentar el efecto de la fuerza gravitacional, incrementando el peso de la partícula al hacer crecer su diámetro.

Los eliminadores de neblina pueden ser de forma rectangular o cilíndrica y ser colocados en posición horizontal o vertical, en las distintas configuraciones de los separadores. Si bien los criterios de diseño dictarán las pautas para ciertos valores, se debe dimensionar el separador con un espacio mínimo de 12 pulgadas de altura por encima del dispositivo hasta la tangente superior, y de 6 a 18 pulgadas desde la boquilla de entrada al separador hasta la cara de choque del eliminador.

Entre los principales tipos de extractores de niebla se pueden enumerar:

a) Tipo malla de alambre

Hoy en día se usan frecuentemente los eliminadores de niebla que contienen

una malla tejida de alambre, diseño éste que está considerado como poseedor de una eficiencia de remoción de las más altas y se prefiere a los otros tipos debido a su bajo costo de instalación. Cambiando el espesor de la almohadilla, puede manejar varios grados de arrastre requeridos en la operación. Un arrastre de líquido menor que 13,38 lt/m³ (0,1 galones/MMPCN) de gas puede lograrse con un eliminador de niebla de malla de alambre debidamente diseñado. Dependiendo de la operación, tiene una caída de presión mucho más baja que el eliminador de niebla tipo aleta. Un margen de caída de presión de 2,54 – 25,4 cm (1–10 pulgadas) de agua es normalmente observado para varias condiciones de cargas de líquido y vapor.

Este tipo de eliminador de niebla está considerado como altamente eficiente si la velocidad del vapor puede mantenerse entre 3-4,5 m/s (10–15 pie/s). Una desventaja de las unidades tipo malla de alambre con respecto a las otras, es que si hay sólidos pegajosos en la corriente de gas el sistema es más propenso a obstruirse. Aun cuando el tamaño y calidad del sistema de malla de alambre varía ampliamente, el alambre más comúnmente usado tiene una densidad en masa de aproximadamente 0,192 g/cm³ (12 lb/pie³), usando un diámetro de alambre de 0,28 mm (0,011 pulg) y provisiones para un volumen de huecos de aproximadamente 98 por ciento. El fabricante siempre debe ser consultado para un diseño detallado de los eliminadores de niebla. Comúnmente se usa una almohadilla de 10–15 cm (4–6 pulg) de espesor, dependiendo de las condiciones de proceso, aun cuando pueden usarse espesores de hasta 30 cm (12 pulg) cuando el arrastre consiste de neblinas o nieblas muy finas.

b) Tipo de aletas

Los eliminadores de niebla de aleta son usados para separar gas de las gotitas de líquido arrastradas, cuando tienen un tamaño de 10 micrones o mayor. Muchos fabricantes aseguran un 100 por ciento de remoción de las gotitas y a menudo es común una garantía de arrastre que no exceda de 13,38 l/m³(0,1 gal/MMPCN). La

eficiencia de estas unidades disminuye rápidamente con la presencia de partículas de un tamaño más pequeño que 10 micrones. Aun cuando la aleta de choque es una elección mejor que los eliminadores de niebla de malla de alambre, en presencia de partículas sólidas, la eficiencia de la primera se reduce también substancialmente cuando se encuentran partículas sólidas pequeñas en ausencia de líquidos.

A diferencia de las unidades de malla de alambre, el drenaje de líquido en los eliminadores de niebla tipo aleta ocurre fuera del flujo del gas, eliminándose el rearrastrado del líquido. La eficiencia de una unidad tipo aleta depende enteramente de las configuraciones individuales de la aleta, el ancho y profundidad de los colectores de líquido y el espacio entre las aletas. La caída de presión hallada en tales unidades varía normalmente entre 5–15 cm (2–6 pulg) de agua, dependiendo del tamaño de la unidad.

c) Tipo centrífugo

El principio de la fuerza centrífuga puede ser usado con éxito, al diseñar algunos elementos del eliminador de niebla, para separar el gas de las gotitas de líquido arrastradas. Se requiere una velocidad de vapor alta para una separación eficiente en este tipo de unidad. Suponiendo una velocidad promedio constante en la unidad, el tipo de la partícula recogida puede definirse por la ley de Stoke como:

$$Dp = \sqrt{\frac{9 * \mu * S}{Vo * N * (\rho_l - \rho_g * \pi)}} \quad (2.17)$$

Donde:

Dp: diámetro de la partícula recogida, pie.

μ : viscosidad del gas, centipoise.

S: paso radial de la partícula, pie.

V_o : velocidad promedio del gas, pie/s.

N : número efectivo de giros dado por la corriente del gas en la centrífuga. El valor debe determinarse experimentalmente.

ρ_l : densidad del líquido, lb/pie³.

ρ_g : densidad del gas, lb/pie³.

Normalmente, se usan tubos centrífugos de 5 cm (2 pulg) de diámetro en paralelo para obtener una velocidad alta, eliminando así las partículas más pequeñas posible. Arreglos de tubos centrífugos múltiples son igualmente efectivos para la remoción tanto de líquido como de partículas de polvo. Los fabricantes a menudo alegan, que usando separadores centrífugos, el arrastre de líquido puede ser reducido a menos de 13,38 l/m³ (0,1 gal/MMPCN) de gas y también es posible la remoción del 100 % de las partículas de polvo de tamaños de ocho micrones y más. Hasta las partículas con un tamaño de dos micrones y mayores pueden ser removidas con una eficiencia del 80–85 % en algunos diseños. La eficiencia de estas unidades aumenta con un incremento en la velocidad, pero decae muy rápidamente si ésta disminuye, como puede verse en la ecuación 2.17, donde el diámetro de la partícula es inversamente proporcional a la raíz cuadrada de la velocidad. Esto limita el uso de separadores centrífugos para aplicaciones donde las cargas de gas no son ampliamente variables. Además, la caída de presión en estas unidades es alta. Normalmente se observa una caída de presión en el margen de 35–70 kPa (5–10 lb/pulg²).

En la figura 2.6 se presentan los esquemas de los tipos de eliminadores de niebla.

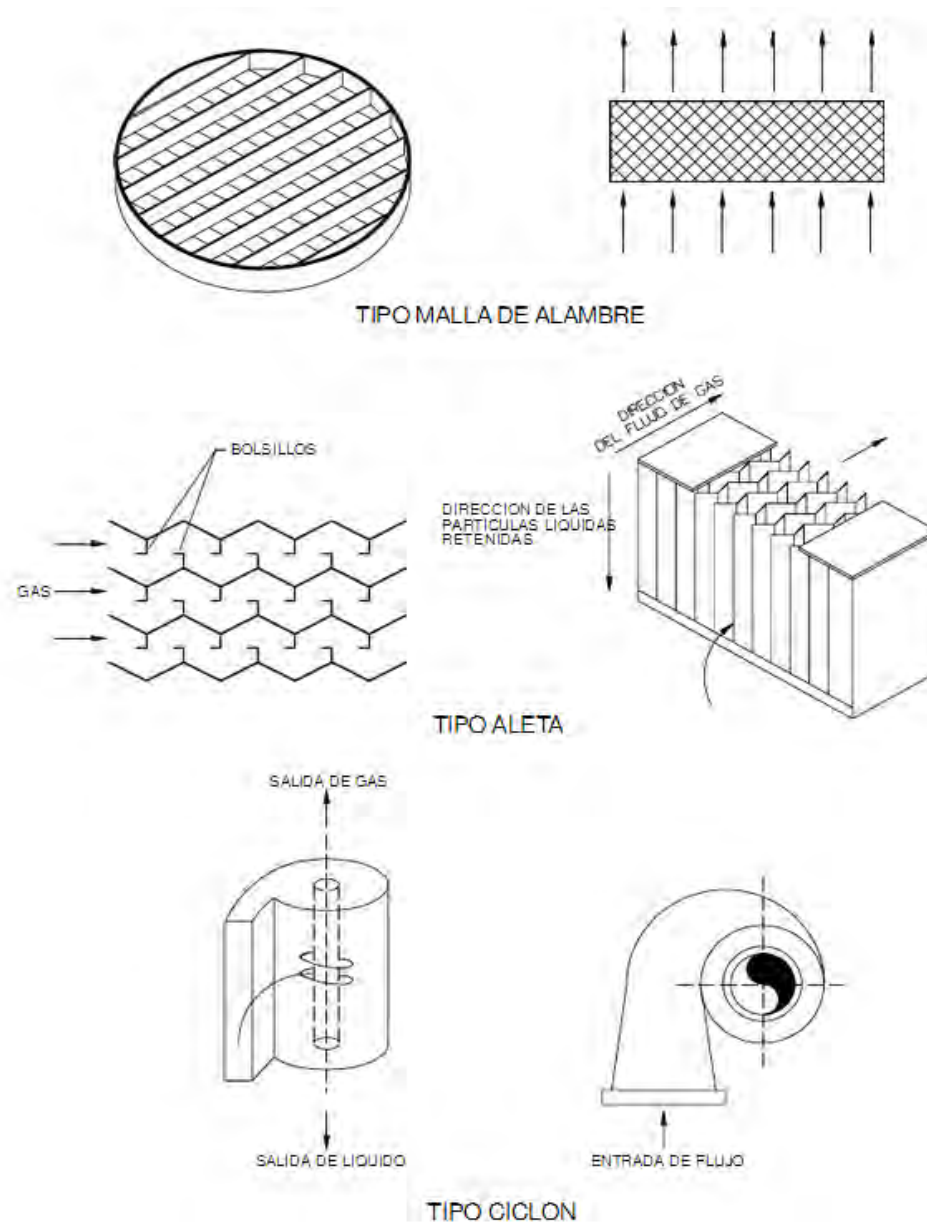


Figura 2.6 Tipos de eliminadores de niebla^[7]

- ✓ **Placas antiespuma:** consisten en una serie de placas paralelas longitudinales, direccionadoras del flujo, 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 colapsen y produzcan la agitación necesaria para

formar la espuma, la cual se genera cuando las burbujas de gas se liberan del líquido. La espuma es la principal causa para un rendimiento pobre en los separadores. La disociación de ésta limita la separación de gas-líquido en el separador. Para lograr la separación de espuma estas partículas deben ser descompuestas. Los parámetros controladores de espuma son: una adecuada área, un tiempo de retención y un estabilizador de espuma como silicón u otras sustancias químicas que sean compatibles con el crudo. Estos parámetros establecerán una tasa adecuada de espuma que permitirá una descarga de fluidos eficiente y evitará una mezcla entre ella y el gas seco.

Una solución para la disminución de la formación de espuma es agregar compuestos químicos a la mezcla de entrada, esta solución aumenta la capacidad del separador; es importante resaltar que el uso de compuestos químicos es frecuentemente utilizado como solución, ya que aun cuando éstos son costosos, permiten mayores capacidades de flujo que las especificadas en el diseño del recipiente.

- ✓ **Rompe -vórtices:** un vórtice es un remolino, en el cual los fluidos adquieren un movimiento rotacional, creando un embudo en el fondo del recipiente, por el cual puede escapar el vapor cuando se abre la válvula de control del líquido. Por esta razón, en los separadores líquido-vapor, suelen instalarse dispositivos que evitan la formación de vórtices y sus indeseables consecuencias.

Tal y como son descritos en la norma PDVSA MDP-03-S-03, existen dos tipos de rompe- vórtices:

a) Rejillas rompe vórtices

El rompe vórtice tipo rejilla, consiste en tres láminas horizontales cuadradas de rejilla, del mismo tipo que se usa en plataformas de acceso en plantas, y es el más efectivo disponible; se recomienda cuando es difícil colocar una placa rompe vórtices (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 la figura. 2.7

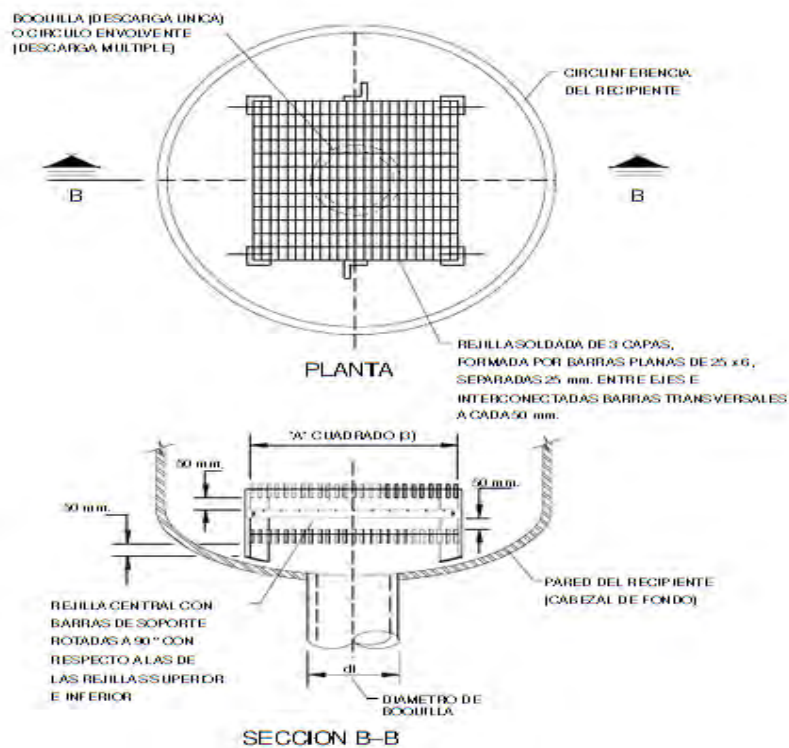


Figura 2.7 Rejillas rompe vórtices. [7]

b) Placas rompe vórtices

Es una placa circular plana horizontal, que se instala sobre la boquilla de salida de líquido, según lo mostrado en la figura 2.7. Es el rompe vórtices más económico

delos usados por PDVSA, y en la mayoría de los casos puede utilizarse. Deberá localizarse, al menos, medio diámetro de boquilla de salida por debajo del mínimo nivel de líquido (NBL o NBBL, cuando aplique), y la altura desde el fondo del recipiente deberá ser un tercio del diámetro de boquilla de salida. Cuando éste es más grande que un 15–20% del diámetro del recipiente, o cuando se tienen salidas múltiples de líquido, la placa rompe vórtices puede no ser práctica, y se recomienda usar el rompe vórtices tipo rejilla; las dimensiones típicas de la placa se muestran en la figura. 2.8

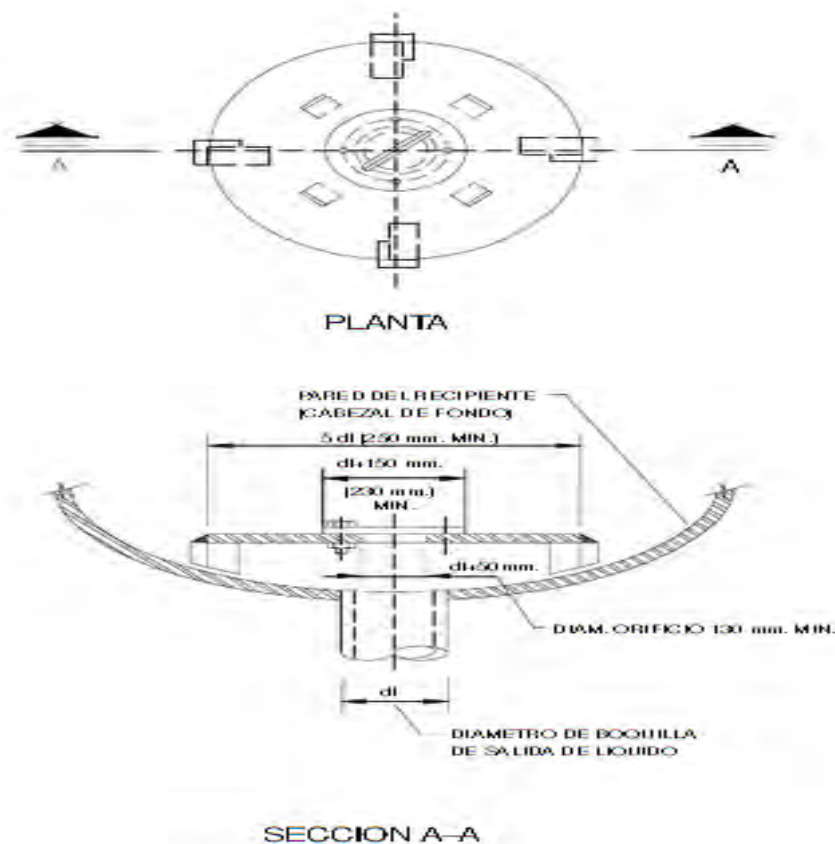


Figura 2.8 Placas rompe vórtices.^[7]

- ✓ **Placas rompe olas:** cuando se diseñan separadores en posición horizontal que tienen grandes longitudes, suele darse el flujo de avance u oleaje en la sección

de recolección del líquido. Para evitar la propagación de olas o cambios en la dirección longitudinal debido a la entrada de baches en los separadores (se forma un flujo intermitente de gas y líquido en el cual, con cierta frecuencia fluye una burbuja de gas y posteriormente un bache o tapón de líquido), se colocan placas en sentido perpendicular al flujo, es decir, en posición transversal a la unidad, tal y como se muestra en la figura 2.9. Estas placas son de gran utilidad para ayudar al control de nivel, evitando medidas erróneas producto del oleaje interno.

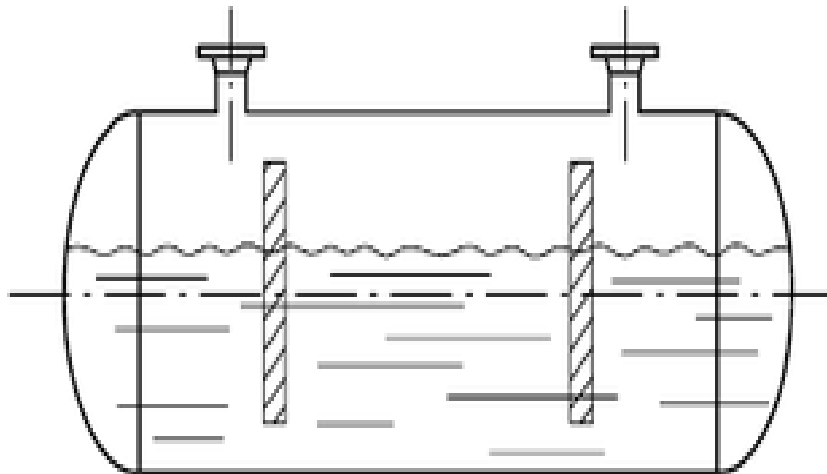


Figura 2.9 Placas rompe olas.^[7]

- ✓ **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 equipo durante su operación o para desplazar a los hidrocarburos antes de proceder a la apertura del recipiente, por lo cual estos equipos son muy útiles cuando se efectúan paradas por mantenimiento.

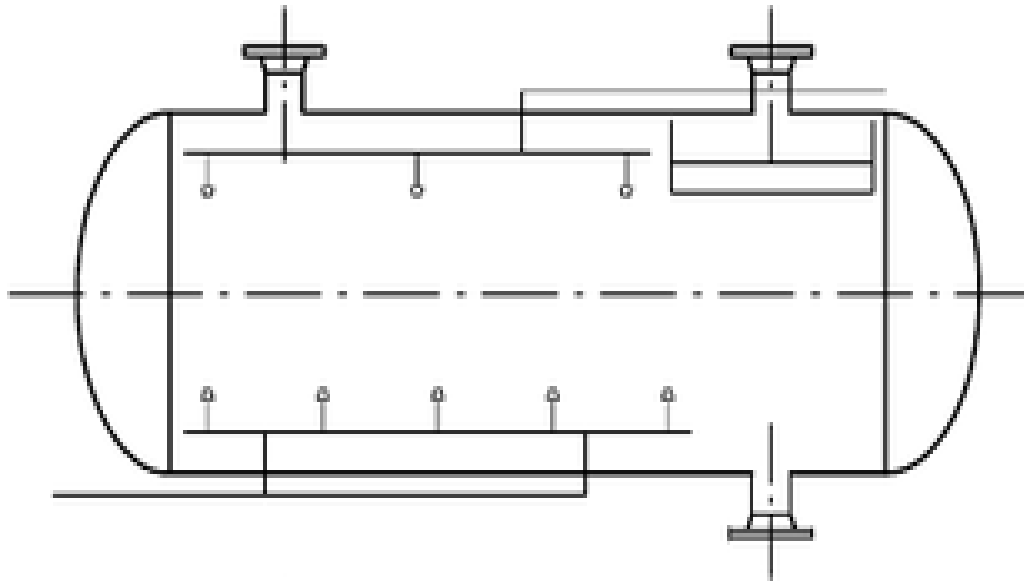


Figura 2.10 Tuberías internas.^[7]

2.3.11 Problemas Operacionales Típicos a Tomar en Cuenta en el Diseño de los Separadores

2.3.11.1 Formación de Espuma

La tendencia a formar espuma de una mezcla vapor- líquido o vapor- líquido-líquido afectará severamente el desempeño del separador. Generalmente, si se sabe que la espuma es un problema antes de instalar el recipiente, 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 o usar aditivos químicos. Cualquier información que pueda obtenerse sobre la dispersión de espuma por análisis de laboratorio, antes del diseño del separador es de mucha ayuda. Un caso específico de esta situación son los separadores de producción (gas –petróleo o gas –petróleo–agua).

2.3.11.2 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.

2.3.11.3 Materiales Pegajosos

Alimentaciones con materiales pegajosos, como es el caso de crudos parafinados, pueden presentar problemas operativos, debido al ensuciamiento o incrustación de los elementos internos, como por ejemplo el taponamiento de los eliminadores de neblina, que trae como consecuencia la formación de caminos preferenciales y la reducción del área libre para que el vapor fluya a través de los mismos.

2.3.11.4 Presencia y Acumulación de Sólidos

Cuando se conoce que un servicio tendrá arrastre de sólidos, deberán tomarse las previsiones correspondientes: tuberías de lavado (si aplica), boquillas de limpieza por inyección de líquidos, boquillas de remoción de sólidos, inclinación de recipientes horizontales, etc. Para separadores de producción, considerables cantidades de arena pueden ser producidas con el crudo. En los separadores en servicio de petróleo arenoso deben proveerse aberturas para la limpieza.

2.4 DEFINICIÓN DE TERMINOS BÁSICOS

Coalescencia ^[6]: la conversión de pequeñas gotas o partículas para formar gotas grandes que decantan, dando origen a las acumulaciones de líquidos.

Constante K ^[6]: en la ecuación de Souders & Brown, es uno de los parámetros que mayor relevancia tiene al predecir el comportamiento de los fluidos dentro del recipiente y el cálculo del diámetro mínimo del separador. Es el valor que acerca o aleja las predicciones del funcionamiento real del sistema.

Presión de operación ^[7]: es la presión aplicada sobre el separador durante su operación normal.

Principio de choque ^[6]: acción mediante la cual se induce el fluido a chocar, para producir la separación primaria de los hidrocarburos en gas y petróleo o separar las partículas líquidas que transporta el gas.

Separación instantánea ^[6]: en la separación instantánea todo el gas permanece en contacto con el líquido, lo que significa que la composición total del sistema se mantiene constante durante el agotamiento de presión. La disminución de ésta durante el proceso se obtiene retirando el pistón de la celda.

Temperatura de operación ^[7]: es la temperatura interna a la cual está expuesto el separador durante su operación normal.

Velocidad de diseño ^[9]: es el valor que se toma para realizar el dimensionamiento del vapor.

Velocidad terminal ^[9]: es la velocidad relativa (constante) con que cae la partícula líquida en el separador a través del flujo de vapor.

CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN

La investigación fue de tipo descriptiva, ya que la intención que predominó fue la de detallar las ecuaciones matemáticas que se utilizan para el diseño de separadores bifásicos, así como también evaluar la eficiencia operacional de los mismos; tanto verticales como horizontales.

Según Arias, F. ^[10] (2006), define la investigación descriptiva de la siguiente manera:

La investigación descriptiva consiste en la caracterización de un hecho, fenómeno, individuo o grupo con el fin de establecer su estructura o comportamiento. Los resultados de este tipo de investigación se ubican en un nivel intermedio en cuanto a la profundidad de los conocimientos se refiere. (p.24).

3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN

La estrategia que se adoptó durante el presente trabajo de investigación fue de tipo documental, ya que se realizó con información obtenida de revisión y análisis de documentos elaborados anteriormente en el área de estudio, la cual permitió desarrollar cada uno de los objetivos planteados.

Según esto Arias, F. ^[10] (2006), define la investigación documental de la siguiente manera:

La investigación documental es un proceso basado en la búsqueda, recuperación, análisis, crítica e interpretación de datos secundarios, es decir, los obtenidos y registrados por otros investigadores en fuentes documentales: impresas, audiovisuales o electrónicas. Como en toda investigación, el propósito de este diseño es el aporte de nuevos conocimientos. (p. 27).

3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA

En esta investigación este punto se omite, debido a que el universo equivale al tema de estudio.

3.4 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO

3.4.1 Identificación de los Parámetros que Intervienen en el Diseño de los Separadores Bifásicos (Gas- Petróleo) de Tipo Vertical y Horizontal

Los principales parámetros de entrada que intervienen en la decisión, al iniciar el diseño de un separador, bien sea de un recipiente de tipo vertical u horizontal, son los siguientes:

3.4.1.1 Composición del Fluido que se va a Separar

La mayoría de los diseñadores no analiza el fluido antes del diseño, sino que simplemente parten de un determinado volumen; sin embargo, para un correcto diseño se debe manejar en forma clara el concepto de equilibrio de fases, separación instantánea, ya que será la única manera en que se puedan manejar las cantidades de líquido y gas a separar bajo las condiciones de presión y temperatura de operación.

3.4.1.2 Caudal del Gas en Condiciones Normales

Para diseñar un separador es preciso conocer los volúmenes de gas y 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.

3.4.1.3 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 equipo. La mayoría de los operadores no se detienen a pensar cómo se afectan las condiciones de operación al bajar la presión. Existe la seguridad de que al elevar ésta podría fallar el material; pero no se analiza el incremento de la velocidad dentro del sistema al bajarla; un descenso abrupto, manteniendo constante el caudal, eleva la velocidad interna del equipo, produce espuma, arrastre de los fluidos y puede volar el extractor de niebla.

3.4.1.4 Factor de Compresibilidad del Gas (z) en Condiciones de Operación

La importancia de este parámetro se ha analizado bastante en estos apuntes, luego el diseñador deberá buscar la manera más precisa y exacta de obtener el valor del parámetro (z), para los cálculos de diseño del separador, de tal forma que tenga una mayor precisión, en cuanto a los valores del factor de compresibilidad, que tiene una gran influencia en el diseño del separador.

3.4.1.5 Velocidad Crítica del Gas Dentro de la Unidad

La velocidad crítica es una velocidad de vapor calculada empíricamente que se utiliza para asegurar que la velocidad superficial de vapor, a través del tambor separador, sea lo suficientemente baja para prevenir un arrastre excesivo de líquido. Viene dada por la siguiente ecuación:

$$V_c = K \sqrt{\frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g}} \quad (3.1)$$

Donde:

V_c : velocidad crítica del gas, m/s

K : constante de Souders & Brown, ver apéndice A, F_{21}

ρ_l : densidad del líquido en condiciones de operación, kg/m^3

ρ_g : densidad del gas en condiciones de operación, kg/m^3

3.4.1.6 Constante de Souders & Brown (K)

Es uno de los parámetros 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 se acerca o aleja a las predicciones del funcionamiento real del sistema.

Basado en los criterios de diseño considerados por la normativa de PDVSA, la selección del valor de la constante K para los separadores verticales, se calculó mediante la relación de la tasa másica del líquido y la tasa másica del gas (W_l/W_g) depositados en la unidad; en el caso de los separadores horizontales, el cálculo de la

constante K se basó en la relación longitud /diámetro (L/D) del recipiente, considerada de costura a costura.

3.4.1.7 Parámetros que Intervienen en el Dimensionamiento de los Separadores

a) Volumen de retención de operación líquido

Es el volumen de líquido existente entre el nivel alto del mismo (NAL) y el nivel bajo de éste (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, y continuidad de las operaciones durante perturbaciones operacionales, y para proveer suficiente volumen de líquido para una parada ordenada y segura cuando se suceden perturbaciones mayores de operación.

b) Tiempo de retención asignado al líquido

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 cuántos minutos deben transcurrir entre NAL y NBL. También es conocido en inglés como “surge time”.

c) Nivel bajo-bajo de líquido (o bajo, cuando aplique)

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, si no se tiene el

mismo), hasta la boquilla de salida del líquido es 230 mm mínimo (9 pulg). Este criterio aplicará tanto para separadores verticales como horizontales.

d) Longitud efectiva de operación (L_{eff})

Es la longitud (altura) de tambor requerida para que se suceda la separación vapor/gas-líquido, y se puedan tener los volúmenes requeridos de líquido, tanto de operación como de emergencia. Ésta es la longitud que normalmente se obtiene por puros cálculos de proceso. En el caso de tambores horizontales de una sola boquilla de alimentación, corresponde a la distancia entre la boquilla de entrada y la de salida de gas, que 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 vapor que sale por la boquilla de salida de gas.

3.4.2 Análisis de las Variables que Forman Parte de las Ecuaciones que Describen el Diseño de los Separadores Bifásicos (Gas-Petróleo) de Tipo Vertical y Horizontal

A los efectos de diseño de un separador bifásico (gas-petróleo), de tipo horizontal o vertical, se consideraron los parámetros que afectan el comportamiento del sistema. Se analizaron las propiedades de los fluidos, que derivan en el comportamiento de las fases que se separan cuando la mezcla de hidrocarburo entra al recipiente.

Las características del gas y del líquido dentro de la unidad intervienen de manera directa en el dimensionamiento. Se estudiaron las diferentes secciones del separador, las cuales están estipuladas tanto para la fase líquida como para la fase gaseosa.

3.4.2.1 Propiedades Físicas de la Mezcla Incidentes en el Arrastre de Líquidos

Además de las variables estudiadas en el apartado anterior, se consideró la incidencia en el arrastre de líquidos, de algunas de las propiedades físicas tanto del líquido como del vapor.

Densidad del líquido

Cuando se definió el momentum de la mezcla, en la sección 2.3.10, se explicó qué es la cantidad de movimiento que adquiere una fase al ser sometida a un cambio en su dirección; la variable responsable de que dicha fase alcance cierta velocidad es la densidad que ésta posee, de manera que, mientras el líquido sea más denso más rápida será la razón de asentamiento de estas partículas, lo que permitirá menores tiempos de residencia del líquido en la sección de asentamiento, para una eficiencia de separación dada. La densidad del líquido afecta además el tamaño del eliminador de neblina.

Densidad del vapor y/o gas

De manera similar al efecto de la densidad del líquido, la densidad del vapor afectará la separación de las fases, aunque en este caso mientras la densidad del vapor sea menor, más rápida será la razón a la cual las gotas se asientan. A elevadas presiones la densidad del vapor tiende a ser tan elevada como la del líquido, lo que resulta en una separación más difícil, debido a que en estos casos el vapor arrastra

con mayor fuerza las partículas líquidas en su trayectoria a través del eliminador de neblina, impidiendo que el dispositivo las capture.

Viscosidad del líquido

En los líquidos, el pequeño rozamiento existente entre capas adyacentes se denomina viscosidad. Es su pequeña magnitud la que le confiere al fluido sus peculiares características. Si la viscosidad del líquido es muy elevada, el drenaje del mismo en el eliminador de neblina será impedido, lo que producirá inundaciones de los extractores, disminución de la velocidad de vapor y de las cargas de líquido permitidas, provocando un arrastre severo de éste en el separador.

En estos casos se recomienda utilizar eliminadores de neblina tipo aletas con bolsillos dobles, debido a que estos internos son los mejores en el manejo de líquidos viscosos, sin que se produzca taponamiento del extractor.

Viscosidad del vapor

En cuanto a la viscosidad del vapor, mientras mayor sea este parámetro, mayor dificultad tendrán las partículas líquidas para separarse de la fase vapor, lo que significará mayor arrastre de líquidos en el tope del separador; de esta manera, mientras más baja sea la viscosidad del vapor, más rápida será la razón de asentamiento.

Tensión superficial

La tensión superficial es la fuerza que se opone al aumento del área del fluido, lo que significa que a menores valores de tensión, menor es la resistencia que opone

la partícula líquida a aumentar de tamaño, y su separación será más fácil. Además, la tensión superficial varía inversamente con el número de Weber, que es una estimación del tamaño máximo de estabilidad de una partícula en un flujo bifásico. El número de Weber es adimensional y se expresa como:

$$We = \frac{v_t^2 * \rho_v * D_p}{\sigma} \quad (3.2)$$

Dónde:

We: número de Weber, adimensional

Vt: velocidad terminal, m/s

ρ_v : densidad del vapor, kg/m³

Dp: diámetro de la partícula líquida, m

σ : tensión superficial del líquido, N/m

Cuando el número de Weber alcanza valores críticos, las partículas líquidas estallan, creando gotas muy pequeñas que eventualmente serán arrastradas por el vapor.

3.4.2.2 Dimensiones de los Separadores Bifásicos (Gas- Petróleo) de Tipo Horizontal y Vertical

Las dimensiones que debe tener un separador vertical u horizontal para una máxima eficiencia, están relacionadas con el tipo de fluido y tipo de separador a diseñar. En la actualidad, la utilización de los modelos de simulación, ha ayudado a incrementar la eficiencia del diseño. Es posible que los parámetros de mayor importancia y a tener en cuenta para el diseño de los separadores sean la sección transversal de la zona de gas, caudal de gas que se pueda manejar, volumen de retención de líquido, velocidad crítica, área disponible para el gas, características del

crudo y tiempo de retención asignado al líquido. Para un separador vertical, por ejemplo, se distinguen cuatro secciones que se pueden dimensionar de manera independiente:

1. Distancia de la salida del vapor a la malla metálica, la cual, por lo general, está especificada, aunque se puede calcular ajustándose a las normas.
2. Distancia de la malla metálica al orificio de entrada. PDVSA utiliza 3 pies, mientras que la GPSA recomienda un mínimo de 2 pies. La separación entre el extractor de niebla y el orificio de salida se diseña de acuerdo con los esquemas planteados (figura C.1 del apéndice C).
3. Distancia del orificio de entrada al nivel más alto del líquido. Esta distancia ha de ser, por lo menos, igual al diámetro del orificio de entrada, aunque por lo general se utiliza una distancia mínima de 2 pies, para evitar que el líquido sea atrapado de nuevo por la corriente gaseosa. PDVSA utiliza para este caso una distancia de 0,3 veces el diámetro interno del separador, si resultara mayor de 24 pulgadas.
4. Distancia de la salida del vapor a la malla metálica
 - a. En el caso de un separador horizontal, el volumen asignado al gas está comprendido entre 1/2 y 2/3 del volumen total del separador. La razón óptima de la relación (L/D) debe estar entre 1,5 y 6. Pero, hay que tener en cuenta que es más económico aumentar la longitud que el diámetro.
 - b. Para el separador vertical el ingeniero de diseño puede optar por seleccionar las dimensiones, según sean las normas establecidas. Aunque, en forma general, se puede señalar que todos los parámetros, tanto para separadores verticales como horizontales, están relacionados con:
 - Sección transversal de la zona de gas, parámetro que depende de la velocidad crítica.

- Caudal de gas que se puede manejar, que es función del área disponible para el gas.
- Volumen de retención de líquido, el cual depende de las características del crudo y del tiempo de retención asignado. En la actualidad, existe una serie de métodos precisos y exactos, para determinar el tiempo de retención de líquidos, lo que hará más eficiente el diseño de los separadores.
- Espacio asignado al líquido. La sección inferior del separador se dimensiona tomando en cuenta el tiempo de retención del líquido. Se utiliza un mínimo de 2 pies por encima de la línea tangente inferior. El nivel más alto del líquido debe estar por lo menos 2 pies por encima del nivel normal.

3.4.3 Definición de las Ecuaciones Matemáticas que Rigen el Diseño de los Separadores Bifásicos (Gas-Petróleo), de Tipo Horizontal y Vertical

En esta etapa se hizo una descripción de las ecuaciones matemáticas de mayor utilidad que se usan en el diseño de los separadores, cuya funcionalidad tiene que estar acorde con los criterios de diseño de PDVSA (MDP-03-S-01:Manual de diseño de proceso: principios básicos, separación física, tambores separadores y MDP-03-S-03:Manual de diseño de proceso: separadores líquido- vapor, separación física, procedimientos de diseño) que son los lineamientos que se utilizaron para determinar la funcionabilidad de los separadores bifásicos(gas-petróleo), de tipo horizontal y vertical del Campo San Cristóbal, Macolla II.

3.4.3.1 Procedimientos de Diseño para Separadores Horizontales

Paso 1: información mínima requerida

Ubicar la información mínima requerida según la siguiente tabla (3.1):

Tabla 3.1 Datos mínimos requeridos para el diseño de separadores horizontales

Información	Gas	Petróleo	General
Densidad	x	x	
Viscosidad	x	x	
Tensión superficial		x	
Flujo (másico o volumétrico)	x	x	
Presión de operación			x
Temperatura de operación			x

Paso 2: cálculo de la distancia mínima permisible entre NBBL y el fondo del tambor

Se supone que el tambor tendrá un interruptor y/o alarma de nivel bajo-bajo. Si no es el caso, se estaría hablando de h_{NBL} . Esta distancia, h_{NBBL} , se calcula con la información del aparte 3.4.1.7, sección c.

Paso 3: cálculo de la velocidad permisible del flujo de vapor

$$V_v = V_c = F_{21} \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (3.3)$$

Donde:

Vv: velocidad de vapor permisible, m/s

Vc: velocidad crítica, m/s

F₂₁: factor que depende de las unidades usadas; ver apéndice A

ρl: densidad del líquido a condiciones de operación, kg/m³

ρg: densidad del gas a condiciones de operación, kg/m³

Paso 4: cálculo del área vertical requerida (Av), para el flujo de vapor por encima del nivel alto-alto de líquido (NAAL)

El área vertical para el flujo de vapor, Av, por encima del NAAL, requerida para satisfacer los criterios de velocidad permisible, se calcula con la ecuación:

$$A_v = \frac{Q_v}{V_v} \quad (3.4)$$

Donde:

Av: área de sección transversal para el flujo de vapor, m²

Qv: flujo de descarga de vapor, m³/s

Vv: velocidad de vapor permisible, m/s

Debe tomarse en cuenta que, si se tiene flujo dividido de la alimentación, el flujo volumétrico de gas a usar será la mitad de lo alimentado.

Paso 5: dimensionamiento del tambor separador horizontal

El estimado del tamaño óptimo del tambor es un procedimiento de tanteo para tambores horizontales. Primero, se supone un tamaño de tambor, luego se verifica si

el mismo es adecuado para el servicio. Este procedimiento se debería repetir hasta que se optimice el tamaño del tambor, ya que el objetivo es diseñar éste lo más pequeño y adecuado para el servicio.

- a) Calcular el volumen de retención entre el NAAL y el nivel bajo-bajo de líquido (NBBL) (V_r)

a.1) El volumen de retención de operación de líquido, entre el NAL y el NBL, se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida por el tiempo de retención

$$V_{r1} = Ql * t_r \quad (3.5)$$

Donde:

V_{r1} : volumen de retención de operación del líquido entre NAL y NBL, m^3

Ql : flujo de alimentación líquida, m^3/s

t_r : tiempo de retención, s

a.2) El volumen de retención del líquido por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma (sea de alta o sea de baja), entre el NAAL y el NAL (o entre NBBL y NBL), se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida por el tiempo de respuesta supuesto, el cual es 5 min (300 s), desde NAL hasta NAAL, y 5 min más (300 s), desde NBL hasta NBBL (figura C.2 del apéndice C)

$$V_{r2} = Ql * 600 s \quad (3.6)$$

Donde:

V_{r2} : volumen de retención de líquido por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma, m^3

Ql : flujo de alimentación líquida, m^3/s

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

a.3) El volumen de retención máximo de líquido, V_r , entre el NAAL y el NBBL, se obtiene sumando los dos volúmenes anteriores

$$V_r = V_{r1} + V_{r2} \quad (3.7)$$

Donde:

V_r : volumen de retención máximo de líquido entre el NAAL y el NBBL, m^3

Primer tanteo

- b) Asumir un valor inicial de la relación $F_{24}L_{eff}/D$, donde L_{eff} es la longitud 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 de acuerdo al criterio del diseñador, éste puede aproximar la longitud efectiva a la longitud tangente-tangente.

$P \leq 264,7 \text{ lpca}$	$1,5 \leq F_{24}L_{eff}/D < 3,0$
$264,7 \text{ lpca} < P < 514,7 \text{ lpca}$	$3,0 \leq F_{24}L_{eff}/D < 4,0$
$P \geq 514,7 \text{ lpca}$	$4,0 \leq F_{24}L_{eff}/D \leq 6,0$

- c) Suponer un diámetro y a partir de la relación $F_{24}L_{eff}/D$ calcular la longitud.

d) Calcular el área vertical real de líquido entre el NBBL y el NAAL ($A_{\text{NBBL-NAAL}}$).

d.1) El área vertical entre el NBBL y el NAAL se obtiene dividiendo el volumen de retención máximo (V_r) entre la longitud (L_{eff}), como se muestra en la siguiente ecuación:

$$A_{\text{NBBL-NAAL}} = V_r / L_{\text{eff}} \quad (3.8)$$

Donde:

$A_{\text{NBBL-NAAL}}$: área vertical entre NBBL y NAAL, m^2

V_r : volumen de retención máximo de líquido entre el NAAL y el NBBL, m^3

L_{eff} : longitud efectiva de operación, m

e) Hallar el área fraccional (A_1^*) de la sección transversal localizada entre el fondo del tambor y el NBBL ($A_{\text{fon-NBBL}}$), a la altura del NBBL (h_{NBBL}).

e.1) El término “área fraccional” se usará genéricamente como la razón de un área transversal sobre el área transversal total del tambor horizontal.

e.2) Para calcular el área fraccional de la sección transversal (A_1^*), se utiliza la tabla D.4 del apéndice D, en donde, con el valor de $R_1^* = h_{\text{NBBL}} / D$ se lee el valor correspondiente a A_1^* .

e.3) La tabla mencionada en el punto anterior se usará para todos los cálculos subsiguientes del diámetro de tambor y del área de la sección transversal.

e.4) El término “altura fraccional” se usará genéricamente como la razón de una altura sobre el diámetro del tambor horizontal.

- f) Calcular el área vertical entre el NBBL y el fondo del tambor ($A_{fon-NBBL}$). Esta área se obtiene multiplicando el área fraccional de la sección transversal, A_1^* , por el área del tambor, mediante las siguientes ecuaciones:

$$A_{TAMB} = \frac{\pi}{4} * \left(\frac{D}{F_{24}}\right)^2 \quad (3.9)$$

$$A_{fon-NBBL} = A_1^* \times A_{TAMB} \quad (3.10)$$

- g) Calcular el área vertical disponible para el flujo de vapor. El área de sección transversal vertical disponible para este flujo, A_{VD} , se halla mediante la siguiente ecuación:

$$A_{VD} = A_{TAMB} - (A_{fon-NBBL} + A_{NBBL-NAAL}) \quad (3.11)$$

- h) Comparar el valor obtenido del área requerida (A_v) con el área disponible para el flujo de vapor (A_{VD}). Si ambos son iguales, el diámetro asumido en el paso 4b es correcto. Si A_{VD} es significativamente mayor que A_v , el tamaño de tambor que se supuso es demasiado grande para el servicio, y si ocurriese lo contrario, el tamaño de tambor que se supuso es demasiado pequeño.

Siguientes tanteos

De acuerdo a lo expresado en el aparte h, se debe repetir el procedimiento desde

5b con un valor de diámetro mayor o menor según sea el caso, hasta encontrar el valor para el diámetro óptimo; cuando se obtenga éste, redondear al diámetro comercial, por arriba, más cercano. Al lograr esto, se obtendrá la longitud de operación o longitud efectiva del tambor (L_{eff}).

Paso 6: cálculo del área vertical de líquido requerida entre el fondo del recipiente y NAAL ($A_{fon-NAAL}$)

Esta área se obtiene sumando el área vertical entre el NBBL y el fondo ($A_{fon-NBBL}$) y el área vertical entre el NBBL y el NAAL ($A_{NBBL-NAAL}$), como se expresa en la siguiente ecuación:

$$A_{fon-NAAL} = A_{fon-NBBL} + A_{NBBL-NAAL} \quad (3.12)$$

Donde:

$A_{fon-NAAL}$ = área desde el fondo hasta el nivel alto-alto del separador (m^2)

$A_{fon-NBBL}$ = área desde el fondo hasta el nivel bajo-bajo del separador (m^2)

$A_{NBBL-NAAL}$ = área desde el nivel bajo-bajo hasta el nivel alto-alto del separador (m^2)

Además, se puede calcular el área fraccional correspondiente (A_2^*), de la siguiente manera:

$$A_2^* = A_{fon-NAAL} / A_{TAMB} \quad (3.13)$$

Debe recordarse que $A_{fon-NBBL}$ fue calculada dentro de los tanteos realizados en el paso 5, y actualizada cuando se obtuvo el diámetro correcto.

Paso7: cálculo de distancia vertical entre el fondo del tambor y el NAAL
($h_{\text{fon-NAAL}}$)

La distancia vertical entre el fondo del tambor y el NAAL se obtuvo de la siguiente manera:

$$h_{\text{fon-NAAL}} = R_2^* \times D. \quad (3.14)$$

Donde R_2^* se obtiene a partir de la tabla D.4 del apéndice D, con el valor de A_2^* calculado en el paso6.

Nota: si A_2^* es mayor que 0,5 (apéndice D, tabla D.4) deberá usarse de la siguiente manera:

- A. Sea $A'^* = 1 - A_2^*$
- B. Leer en la tabla D.4, apéndice D, R'^* como el valor correspondiente a A'^*
- C. $R_2^* = 1 - R'^*$

Paso 8: cálculo de otras áreas y distancias verticales dentro del tambor

El área vertical entre el NBBL y NBL ($A_{\text{NBBL-NBL}}$), corresponde al volumen de líquido de cinco minutos (300 s), de tiempo de residencia del mismo, dividido por L_{eff} , ésta se calculó mediante la siguiente ecuación:

$$A_{\text{NBBL-NBL}} = Q_L \times (300) / L_{\text{eff}} \quad (3.15)$$

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

$$A_{\text{NAAL-NAL}} = A_{\text{NBBL-NBL}} \quad (3.16)$$

El área vertical entre el NAL y NBL ($A_{NAL-NBL}$), corresponde al volumen de operación (V_{r1}) del líquido (calculado por la ecuación 3.5, en el paso 5), dividido por L_{eff}

$$A_{NAL-NBL} = V_{r1}/L_{eff} \quad (3.17)$$

El área vertical entre el fondo del tambor y NBL ($A_{fon-NBL}$), se obtiene por:

$$A_{fon-NBL} = A_{fon-NBBL} + A_{NBBL-NBL} \quad (3.18)$$

El área vertical entre el fondo y NAL ($A_{fon-NAL}$), se halla por:

$$A_{fon-NAL} = A_{fon-NBL} + A_{NAL-NBL} \quad (3.19)$$

La distancia vertical entre el fondo del tambor y el NBL es:

$$h_{fon-NBL} = R_3^* \times D \quad (3.20)$$

Donde R_3^* se obtiene de la tabla D4, apéndice D, con el valor de:

$$A_3^* = A_{fon-NBL}/A_{TAMB}$$

La distancia vertical entre el fondo del tambor y el NAL es:

$$h_{fon-NAL} = R_4^* \times D \quad (3.21)$$

Donde R_4^* se calcula a partir de la tabla D.4, apéndice D, con el valor de:

$$A_4^* = A_{fon-NAL}/A_{TAMB}$$

Paso 9: dimensionamiento de la boquilla de entrada.

A. Estimación del diámetro de la boquilla (dp)

Si no se tiene el diámetro de la tubería de entrada, y la aplicación exige tener flujo bifásico anular para obtener un diámetro que produzca flujo anular a la entrada del recipiente, en la especificación de proceso del mismo, se deberá exigir que la tubería de entrada a este tambor tenga el diámetro aquí obtenido, en una distancia de al menos cinco diámetros de boquilla medidos desde la brida de la boquilla de entrada. Si no se tiene el diámetro de la tubería de entrada, y la aplicación no exige tener flujo bifásico anular, para estimar el diámetro de la boquilla de entrada usar las recomendaciones para diseñar boquillas de proceso, de acuerdo a las características del fluido, con los rangos de velocidades permitidas (apéndice D, tabla D.1)

B. Cálculo de la velocidad real de la mezcla a la entrada, V_s . En el caso que aún no se conozca utilizar la siguiente ecuación:

$$V_s = \frac{F_{20}^4 Q_M}{\pi d_p^2} \quad (3.22)$$

Para garantizar que se produzca sólo un mínimo arrastre de líquido a la entrada del separador, la velocidad a la entrada del mismo tiene que ser menor a la calculada a través de la siguiente expresión:

$$V_{s_{m\acute{a}xima}} = \frac{73,2}{\sqrt{\rho_M}} \quad (3.23)$$

$$\rho_M = (1 - \lambda)\rho_g + \lambda\rho_l \quad (3.24)$$

$$\lambda = \frac{Ql}{Ql + QV} \quad (3.25)$$

Donde:

λ = fracción volumétrica de líquido alimentando al tambor

ρ_g = densidad del vapor a condiciones de operación (kg/m^3).

ρ_l = densidad del líquido a condiciones de operación (kg/m^3).

ρ_M = densidad de la mezcla a condiciones de operación (kg/m^3).

C. Chequear criterio de máxima velocidad en la boquilla, de acuerdo a las condiciones para cada ecuación:

$$V_E = \frac{F_2 \sigma}{f \mu_G \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0,5}} \quad \text{para } h \leq 2,5dp \quad (3.26)$$

$$V_E = \frac{F_2 \sigma}{\mu_G \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0,5} \left[\frac{d_h}{X} \right]^{0,5}} \quad \text{para } \frac{X}{d_h} > 5 \quad (3.27)$$

En caso que la boquilla seleccionada requiera de un distribuidor en T con ranuras, diseñar el mismo de acuerdo a las siguientes características:

- Se construirán del mismo diámetro que la boquilla de entrada.
- El ancho de la ranura (S_{ran}), será de 15 mm (0,6pulg).
- La separación entre ranuras será de 25 mm mínimo (1pulg mín.).
- Sólo se tendrá una fila de ranuras en el distribuidor.
- Los lados de la “T” del distribuidor serán simétricos.

Paso 10: dimensionamiento de las boquillas de salida del gas y líquido

Usar las recomendaciones para diseñar boquillas de proceso, de acuerdo a las características del fluido, con los rangos de velocidades permitidas (apéndice D, tabla D.2)

Paso 11: cálculo de la longitud tangente a tangente del tambor

Conociendo el tamaño de la(s) boquilla(s) de entrada y de salida de gas, se tiene que la longitud tangente a tangente del tambor (L) es la suma, en unidades consistentes, de L_{eff} y todos los tamaños nominales de las boquillas de entrada y de salida de gas, más tolerancias mecánicas de construcción.

Paso 12: Diseño de la malla separadora de gotas

- A. Cálculo del área de la malla. Si el caso bajo estudio pertenece a alguno de los servicios específicos (apéndice D, tabla D.1), junto con las siguientes recomendaciones, tomar de allí el valor de la velocidad permisible del vapor.

Tambores separadores horizontales con y sin malla horizontal

Para servicios en los que se permite una cantidad moderada de arrastre, es decir, hasta 5 kg de líquido por 100 kg de gas o 5 lb por cada 100 lb de gas, no se requieren mallas y el espacio de vapor en el tambor debería ser dimensionado para 100% de velocidad crítica, al caudal normal de flujo de gas. La(s) boquilla(s) de entrada debería(n) terminar en un codo de 90° o en un distribuidor con ranuras, orientado direccionalmente hacia la tapa del cabezal más cercano del tambor.

Para servicios limpios y críticos, se debería instalar en el espacio de vapor una malla horizontal de 150 mm de espesor (6 pulg), con 80 kg/m^3 (5 lb/pie^3) de densidad aparente, para reducir el arrastre de líquido a menos de 1 kg de líquido por 100 kg de gas (1 lb por cada 100 lb de gas). Además, para los tambores de diámetros mayores de 900 mm (3 pie), se debería tener una boquilla de entrada en cada extremo y una sola boquilla de salida central. El área del tambor y de la malla para flujo de vapor se debería dimensionar usando el 100% de la velocidad crítica, a un caudal normal de flujo de gas. Para criterios de diseño adicionales ver apéndice C, figura C.4

Tambores separadores horizontales con mallas verticales y horizontales

Para servicios limpios, en los que el arrastre de líquido debería ser reducido a menos de 1 kg de líquido por 100 kg de gas (1 lb por cada 100 lb de gas), la velocidad del vapor en el espacio de éste del tambor se puede incrementar en 25% (hasta 125% de V_c), si se instalan dos mallas verticales y una horizontal en el espacio de vapor (apéndice C, figura C.3). El tambor debería tener una boquilla de entrada en cada extremo, terminando en un codo de 90° o un distribuidor ranurado, y una sola boquilla central de salida. Se debería colocar una malla vertical de 150 mm (6 pulg) de espesor y 80 kg/m^3 (5 lb/pie^3), en la mitad del espacio existente entre cada boquilla de entrada y la malla horizontal de 150 mm (6 pulg) de espesor y 80 kg/m^3 (5 lb/pie^3). La malla vertical debería cubrir el área para el flujo de vapor y se debería extender por lo menos 150 mm (6 pulg) por debajo del nivel de líquido bajo. El área del flujo de vapor (en el tambor y a través de la malla) se debería dimensionar para el 125% de la velocidad crítica, a un caudal normal de gas.

Los tambores horizontales con mallas verticales y horizontales son más pequeños que los tambores horizontales con mallas horizontales. Sin embargo, para

tambores pequeños de baja presión, los ahorros logrados al usar un diámetro menor podrían ser compensados por el costo adicional de usar una malla vertical.

Si éste no es el caso, seguir las recomendaciones presentadas anteriormente. Conociendo el criterio a emplear, calcular la velocidad permisible de gas, V_v , como un porcentaje de la velocidad crítica. Luego, obtener el área requerida de malla con la siguiente ecuación:

$$A_{malla} = \frac{Q_v}{V_v} \quad (3.28)$$

Donde:

A_{malla} : área de la malla, m^2

Q_v : flujo de descarga de vapor, m^3/s

V_v : velocidad de vapor permisible, m/s

- B. Seleccionar el espesor y densidad de la malla, según los criterios de diseño ya elegidos.
- C. Calcular el ancho de la malla cuadrada (a_{Malla}), mediante la siguiente ecuación:

$$a_{Malla} = F_{25}(A_{Malla})^{1/2} \quad (3.29)$$

- D. Obtener la distancia mínima permisible, h_o , entre el tope de la malla y la boquilla de salida del gas, usando la siguiente ecuación:

$$h_o = \frac{F_8 D_{malla} - d_o}{2} \quad (3.30)$$

Donde.

h_o : distancia mínima del tope de la malla a la boquilla de salida del gas, mm

D_{malla} : lado más largo de una malla rectangular, mm

d_o : diámetro de boquilla de salida, mm

F_8 : factor cuyo valor depende de las unidades usadas

Si la distancia es impráctica, se debería usar un recolector de gas con ranuras.

La distancia vertical mínima permisible entre el tope de la malla y la abertura de la ranura más cercana a la misma viene dada por el valor mayor entre los 2 calculados por las siguientes expresiones:

$$h_o = \frac{\frac{F_8 L_{malla}}{N_s} - S_{ran}}{2} \quad (3.31)$$

$$h_o = \frac{F_8 S_{malla} - L_{ran} N_r}{2} \quad (3.32)$$

Donde:

h_o : distancia mínima desde el tope de la malla hasta el borde más cercano de la ranura en el recolector externo (mm).

L_{malla} : lado más largo de la malla rectangular (mm).

N_s : Números de ranuras por fila.

S_{malla} : lado más corto de la malla rectangular (mm).

L_{ran} : lado más largo de la ranura rectangular (mm).

S_{ran} : lado más corto de la ranura rectangular (mm).

N_r : número de filas de ranuras en el recolector.

E. Calcular la distancia vertical disponible entre el fondo de la malla y NAAL($h_{\text{malla-NAAL}}$), mediante la siguiente ecuación:

$$h_{\text{malla-NAAL}} = D - (h_{\text{fon-NAAL}}) - h_o - e_{\text{malla}} \quad (3.33)$$

Nota: el $h_{\text{malla-NAAL}}$ mínimo requerido es de 300 mm (12 pulg), para prevenir un salpiqueo excesivo en la malla.

F. Verifique si el espacio de vapor es adecuado para montar una malla:

Calcule la distancia de la cuerda disponible para instalar la malla, usando la tabla D.4, apéndice D o directamente por medio de la siguiente ecuación:

$$h_{\text{malla}} = D * \text{sen} [\cos^{-1} (1 - 2/D) * (D - h_{\text{malla-NAAL}} - h_{\text{fon-NAAL}})] \quad (3.34)$$

Paso 13: especificación de rompe-vórtices

Siguiendo las recomendaciones del aparte 2.3.10, escoger el tipo de rompe-vórtices y anexar el estándar PDVSA aplicable.

3.4.3.2 Procedimientos de Diseño para Separadores Verticales

Paso 1: información mínima requerida

Ubicar la información mínima requerida según la siguiente tabla (3.2):

Tabla 3.2 Datos mínimos requeridos para el diseño de un separador vertical

Información	Gas	Petróleo	General
Densidad	x	x	
Viscosidad	x	x	
Tensión superficial		x	
Flujo (másico o volumétrico)	x	x	
Presión de operación			x
Temperatura de operación			x

Paso 2: cálculo de la altura mínima permisible entre NBBL y el fondo del tambor

Se supone que el tambor tendrá un interruptor y/o alarma de nivel bajo-bajo. Si no es el caso, se estaría hablando de h_{NBL} . Esta distancia, h_{NBBL} , se calcula con la información del aparte 3.4.1.7, sección c.

Paso 3: cálculo de la velocidad permisible del flujo de vapor

Usar la ecuación 3.3

Paso 4: cálculo del área transversal requerida (A_V), para el flujo de vapor y el diámetro del recipiente

El área transversal para el flujo de vapor, A_V , requerida para satisfacer los criterios de velocidad permisible, se calcula con la ecuación 3.4. El diámetro se obtiene del valor de A_V con la siguiente ecuación:

$$D' = F_{24} \left(\frac{4 * A_V}{\pi} \right)^{1/2} \quad (3.35)$$

Y luego se redondea al diámetro comercial, por arriba, más cercano (D). En el caso que el tambor tenga una malla separadora de gotas, el diámetro (D'), aquí calculado, corresponde realmente al área libre para flujo de vapor/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 vapor/gas. Por tanto, el diámetro del tambor 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).

Paso 5: cálculo de los volúmenes de operación y de emergencia

Si el caso analizado está descrito en el apéndice D, tabla D.1, seguir las indicaciones sobre el volumen de operación o tiempo de residencia; si no es el caso, cumplir las siguientes recomendaciones: si el tambor tiene NAAL y NBBL, usar 5 minutos de volumen de líquido entre NAL y NAAL, y 5 minutos más entre NBL y NBBL. El volumen de retención de operación de líquido, entre el NAL y el NBL, se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida por el tiempo de retención (ecuación 3.5).

El volumen de retención de líquido por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma (sea ésta 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 NAL hasta NAAL, y 5 min más (300 s), desde NBL hasta NBBL, efectuando el cálculo con la ecuación 3.6

En el caso que no se tengan interruptores y/o alarmas de NBBL y NAAL, este

volumen adicional es nulo. El volumen de retención máximo de líquido, V_r , entre el NAAL y el NBBL, se obtiene sumando los dos volúmenes anteriores, como se expresa en la ecuación 3.7.

Paso 6: cálculo de la altura de líquido entre NAAL y NBBL

Conocido V_r , la altura de líquido entre NAAL y NBBL ($h_{NBBL-NAAL}$), se obtiene con la siguiente ecuación:

$$h_{NBBL-NAAL} = V_r / [\pi(D/F_{25})^2/4] \quad (3.36)$$

Paso 7: cálculo de la altura desde el fondo del tambor hasta el NAAL ($h_{fon-NAAL}$)

La distancia vertical entre el fondo del tambor y el NAAL se expresa con la siguiente ecuación:

$$h_{fon-NAAL} = h_{NBBL-NAAL} + h_{NBBL} \quad (3.37)$$

Paso 8: Fijación de la altura desde NAAL hasta la boquilla de entrada ($h_{NAAL-boq}$)

En el caso de tambores verticales con entrada tangencial, se emplea la siguiente ecuación:

$$h_{NAAL-boq} = D + 150\text{mm}(6\text{pulg}) \quad (3.38)$$

Para tambores verticales sin entrada tangencial, se usa la siguiente ecuación:

$$h_{\text{NAAL-boq}} = dp \quad (3.39)$$

Paso 9: cálculo de la boquilla de entrada (dp)

Si es un tambor vertical con entrada tangencial, usar la siguiente ecuación:

$$V_s = \left[\frac{F_6}{\rho_g} \right]^{0,5} \quad (3.40)$$

Donde:

V_s : velocidad superficial de la mezcla en la tubería de entrada, m/s.

ρ_g : densidad del vapor a condiciones de operación, kg/m^3 .

F_6 : factor que depende de las unidades usadas; ver apéndice A.

Lo siguiente aplica solamente a tambores verticales sin entrada tangencial:

- A. Si no se tiene el diámetro de la tubería de entrada, y la aplicación requiere tener flujo bifásico anular, para obtener un diámetro que produzca flujo anular a la entrada del recipiente, en la especificación de proceso del mismo, se deberá exigir que la tubería de entrada a este tambor tenga el diámetro aquí obtenido, en una distancia de al menos cinco diámetros de boquilla medidos desde la brida de la boquilla de entrada.
- B. Si no se tiene el diámetro de la tubería de entrada, y la aplicación no exige tener flujo bifásico anular, para estimar el diámetro de la boquilla de entrada usar las recomendaciones para diseñar boquillas de proceso, de acuerdo a las características del fluido, con los rangos de velocidades permitidas (apéndice D, tabla D.1)

- C. Calcular la velocidad real de la mezcla a la entrada, V_s ; en el caso que aún no se conozca, utilizar la ecuación 3.22
- D. Verificar el criterio de máxima velocidad en la boquilla, de acuerdo a las condiciones para las ecuaciones 3.26 y 3.27

En caso que la boquilla seleccionada requiera de un distribuidor en T con ranuras, diseñe el mismo de acuerdo a las características que se describen en el aparte 3.4.3.1, paso 9C

Paso 10: cálculo de las boquillas de salida del gas y líquido

Usar las recomendaciones para diseñar boquillas de proceso, de acuerdo a las características del fluido, con los rangos de velocidades permitidas (apéndice D, tabla D.2)

Paso 11: fijación de la altura desde la boquilla de entrada y la malla o la línea tangente superior ($h_{\text{boq-malla}}$ o $h_{\text{boq-tan}}$)

Para el caso de tambores verticales con entrada tangencial horizontal, usar un mínimo de 1200 mm (aprox. 4 pies), entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior ($h_{\text{boq-tan}}$). Para el caso de tambores verticales sin entrada tangencial horizontal y sin malla, usar un mínimo de 920 mm (aprox. 3,0 pies), o 0,5 veces el diámetro del tambor (lo que sea mayor), entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior ($h_{\text{boq-tan}}$). Para el caso de tambores verticales sin entrada tangencial horizontal y con malla, emplear un mínimo de 610 mm (aprox. 2 pies), o 0,5 veces el diámetro del tambor (lo que sea mayor), entre la boquilla de entrada y el fondo de la malla ($h_{\text{boq-malla}}$).

Paso 12: diseño de la malla separadora de gotas

Esta parte no aplica para tambores separadores con boquilla tangencial:

- A. Calcular el área de la malla. En el paso 4 ya se calculó el área de flujo libre de la malla que, para todos los efectos, es el área de la misma
- B. Seleccionar el espesor (e_{malla}) y densidad de la malla, según los criterios de diseño ya elegidos.

Tambores separadores verticales con y sin malla

Para servicios en los cuales se permite un arrastre moderado de líquido, de hasta 5 kg de éste por 100 kg de gas (5 lb por cada 100 lb de gas), las mallas no son necesarias y el espacio de vapor en el tambor debería ser dimensionado para 100% de la velocidad crítica, a caudales normales de flujo de gas. Para servicios críticos, en los que el arrastre de líquido se debe reducir a menos de 1 kg de éste por 100 kg de gas (1 lb por cada 100 lb de gas), se recomienda una malla de 80 kg/m^3 (5 lb/pie^3), con espesor de 150 mm (6 pulg). Los criterios de diseño para el uso de una malla de 80 kg/m^3 (5 lb/pie^3) son una función de la carga del líquido, según se muestra a continuación:

1. Para cargas líquidas (flujo de alimentación líquida dividido por el área de la sección transversal del tambor) menores de $0,34 \text{ E-3 m}^3/\text{s.m}^2$ (30 gal/h.pie^2) de área horizontal del tambor, el área de la misma y de la malla se deberían dimensionar para 150% de la velocidad crítica, al caudal normal de flujo de gas.
2. Para cargas líquidas comprendidas entre $0,34$ y $0,68 \text{ E-3 m}^3/\text{s.m}^2$ (30 a 60 gal/h.pie^2) de área horizontal del tambor, éste y la malla se deberían dimensionar para 120% de la velocidad crítica, al caudal normal de flujo de gas.

3. Para cargas líquidas mayores de $0,68 \text{ E-3 m}^3/\text{s.m}^2$ (60 gal/h.pie^2) de área horizontal del tambor, éste y la malla se deberían dimensionar para 100% de velocidad crítica, al caudal normal de flujo de gas.

Para los casos en los que la relación de reducción de alimentación (turndown ratio) esté entre tres y seis, se deberían usar dos mallas en serie. El área de sección transversal de la malla localizada en el fondo del tambor se debería basar en el porcentaje de la velocidad crítica especificada anteriormente y en el caudal normal de flujo de gas. El área de sección transversal de la malla ubicada en el tope se debería sustentar en el porcentaje de la velocidad crítica especificada anteriormente y usando un tercio de la tasa de flujo normal de gas. La distancia crítica entre las dos mallas debería ser de 600 mm (2 pies), aproximadamente. Algunos criterios de diseño adicionales pueden apreciarse en las notas de la figura C.5, apéndice C.

:

- C. Hallar el diámetro de la malla redonda (D_{malla}); de acuerdo a lo mostrado en el paso 4, se tiene la siguiente ecuación

$$D_{\text{malla}} = D' \quad (3.41)$$

Paso 13: cálculo de la distancia mínima permisible, h_o , entre el tope de la malla y la línea tangente superior

Usar la ecuación 3.30

Paso 14: cálculo de la altura efectiva de separación del tambor

En el caso de tambores verticales sin entradas tangenciales horizontales y

con malla, para la altura efectiva de separación del tambor (L_{eff}), utilizar la siguiente expresión:

$$L_{eff} = (h_{fon-NAAL} + h_{NAAL-boq} + dp + h_{Malla} + e_{Malla} + h_o) / F_{24} \quad (3.42)$$

Para tambores verticales con entradas tangenciales horizontales y sin malla, la altura efectiva de separación del tambor, se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$L_{eff} = (h_{fon-NAAL} + h_{NAAL-boq} + dp + h_{boq-tan}) / F_{24} \quad (3.43)$$

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

Paso 15: especificación de rompe-vórtices

Siguiendo las recomendaciones del aparte 2.3.10, elegir el tipo de rompe-vórtices y anexas el estándar PDVSA aplicable.

3.4.4 Evaluación de los Separadores Bifásicos (Gas-Petróleo) de Tipo Vertical y Horizontal Sobre las Bases del Diseño y las Condiciones Operacionales

Durante esta etapa se evaluaron las características de un separador, para determinar si estaba en capacidad de operar bajo determinados parámetros de presión, temperatura, gravedad específica del gas, gravedad API, características de longitud del separador, diámetro del mismo, es decir, se realizó un diagnóstico de éste.

Se llevó a cabo el diagnóstico del separador basándose en el diseño de las ecuaciones matemáticas definidas en la etapa III, de acuerdo a la tasa de fluido que se desea producir. Si la tasa de campo o esperada por el operador está por debajo del valor teórico o el obtenido en el procedimiento, se dice que el separador está en capacidad de operar; de lo contrario, si el valor del procedimiento está por debajo del valor de campo o esperado, no está en capacidad de operar, debido a que el valor teórico no satisface el valor de campo.

3.5 TÉCNICAS E INSTRUMENTOS DE RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN

3.5.1 Revisión de Bibliografía

Es la técnica más comúnmente usada, la cual se empleó para investigación recabando datos alusivos al tema en estudio, mediante consultas de informes técnicos, libros y manuales.

3.5.2 Internet

Se utilizó el internet como instrumento para consultas de acuerdo a la información referida al tema en estudio, como publicaciones en línea, revistas virtuales, entre otras.

3.5.3 Entrevistas no Estructuradas

Esta técnica estuvo basada en asesorías con ingenieros y personal debidamente calificado y asociados al tema a desarrollar, con la finalidad de adquirir información relacionada al mismo, ayudando así a la ejecución del estudio a realizar.

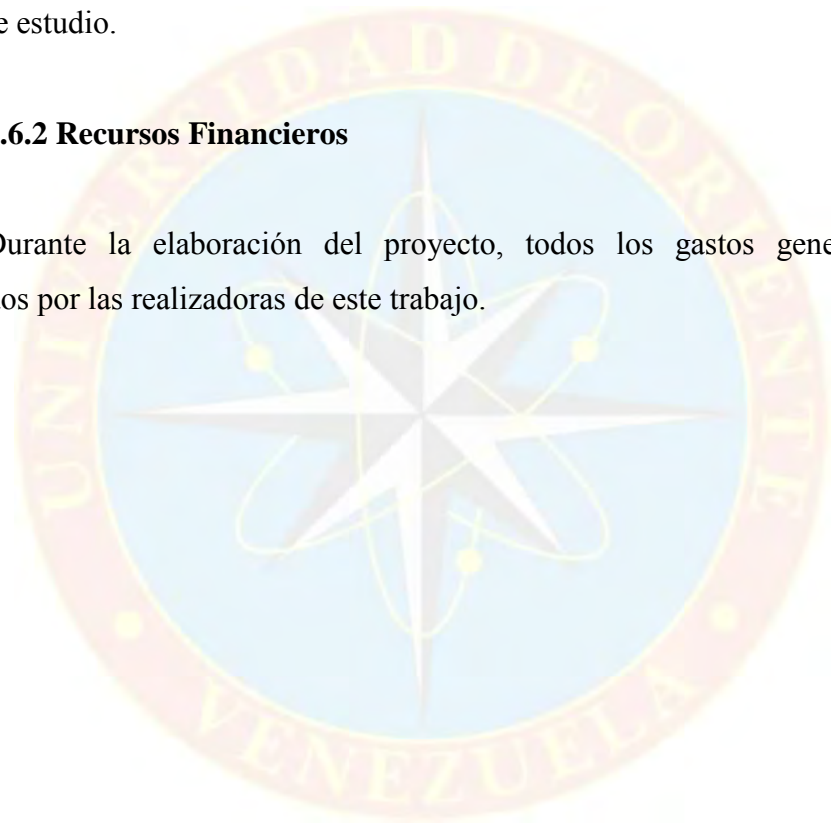
3.6 RECURSOS

3.6.1 Recursos Humanos

Se refiere a todas las personas que colaboraron en la consecución de los objetivos planteados, entre ellas el asesor académico y el personal especializado en el tema de estudio.

3.6.2 Recursos Financieros

Durante la elaboración del proyecto, todos los gastos generados fueron asumidos por las realizadoras de este trabajo.



CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

4.1 IDENTIFICACIÓN DE LOS PARÁMETROS QUE INTERVIENEN EN EL DISEÑO DE LOS SEPARADORES BIFÁSICOS (GAS- PETRÓLEO) DE TIPO VERTICAL Y HORIZONTAL

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. En cuanto a las condiciones de operación del proceso, el parámetro más influyente es el flujo que manejará la unidad. El caudal manejado indicará inicialmente el tipo de separador a diseñar y la relación de las fases guiará primeramente la selección de la orientación del separador.
2. Presión de operación: 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.
3. Tiempo de retención de operación, t_r , parámetro que se calculó dependiendo de la gravedad API del crudo, y que determinó el volumen de retención máximo de líquido, V_r , éste a su vez permite fijar 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 los separadores horizontales.
4. 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 los separadores horizontales. Si el separador es vertical, la longitud efectiva del mismo debe encontrarse dentro de un rango

especificado (2,5–5pies), y determina la longitud final del separador; mientras que si opera horizontalmente establece la longitud tangente a tangente del equipo.

- Diámetro del recipiente (D), parámetro que depende del área de la sección transversal requerida para el flujo de gas, para el caso de los separadores verticales. Para los equipos horizontales la relación de dicho parámetro con la longitud efectiva permite obtener la longitud final de éstos.

En el caso de los parámetros de entrada, en la tabla 4.1 que se muestra a continuación se indican las unidades en las que se trabajó cada uno de los mismos.

Tabla 4.1 Parámetros de entrada

Parámetros	Simbología	Unidades
Caudal de petróleo	Qo	MBNPD
Caudal de gas	Qg	MMPCND
Presión de operación	Pop	lpca
Temperatura de operación	Top	°F
Factor de compresibilidad del gas	Z	Adimensional
Velocidad crítica del gas	Vc	m/s
Constante de Souders & Brown	K	Adimensional
Volumen de retención de operación del líquido	Vr	m ³
Tiempo de retención del líquido	tr	min

Bajo las normas PDVSA, MDP-03-S-01 y MDP-03-S-03, se establecieron los siguientes criterios de diseño para los separadores bifásicos (gas-petróleo) de tipo horizontal y vertical, para el cálculo de la constante de Souders y Brown (K), tiempo

de retención del líquido; mostrados a continuación en las tablas 4.2 y 4.3, respectivamente.

Tabla 4.2 Criterios para la constante de Souders y Brown (K)

Tipo de separador	Relación	K
Vertical	$Wl/Wg < 0,1$	0,35
	$0,1 < Wl/Wg < 1,0$	0,25
	$Wl/Wg > 1,0$	0,20
Horizontales	$2,5 < L/D < 4,0$	0,4
	$4,0 < L/D < 6,0$	0,5
	$L/D > 6,0$	$0,5(L/L_{base})^{0,5}$ Lbase/D= 6,0 Máximo permisible 0,7

Tabla 4.3 Tiempo de retención de acuerdo a la gravedad API

Condición	Tiempo de retención (min)
Para destilados y petróleo crudo con $^{\circ}\text{API} \geq 40$	1,5
Para petróleos crudos que sean considerados “no espumosos” a condiciones operacionales y $^{\circ}\text{API}$ entre 25 y por debajo de 40	3
Para petróleos crudos que sean considerados espumosos por debajo de 25 $^{\circ}\text{API}$. No deben usarse separadores verticales para servicios con espuma en exceso	5

4.2 ANÁLISIS DE LAS VARIABLES QUE FORMAN PARTE DE LAS ECUACIONES QUE DESCRIBEN EL DISEÑO DE LOS SEPARADORES BIFÁSICOS (GAS - PETRÓLEO) DE TIPO VERTICAL Y HORIZONTAL

En el diseño de los separadores bifásicos (gas-petróleo), los cuales deben cumplir con ciertas normas y criterios de diseño pre-establecidas, el estudio realizado sobre la incidencia de las variables operacionales seleccionadas, se limitó al efecto que podrían ocasionar las mismas en el diseño de los separadores.

1. Una de las variables más importantes es la velocidad del vapor, ésta depende de diversos factores, conocidos como dimensiones de la variable, que son los factores de los cuales es función dicha variable, entre las que se encontraron, la densidad del líquido y la densidad del vapor, el coeficiente de arrastre y el diámetro de partícula, o la constante de Souders & Brown (K). Aunque utilizar una constante que agrupe el coeficiente de arrastre, el diámetro de partícula, puede parecer incorrecto, esto se justifica en ocasiones debido a que la selección del diámetro de partícula es un valor promedio y arbitrario, ya que la distribución de las partículas según su tamaño no se puede conocer con exactitud.

En cuanto a la incidencia de la velocidad del vapor en el arrastre de líquidos en los separadores líquido-vapor, para que este fenómeno no ocurra, “teóricamente” debe suceder:

En el caso del diseño de un separador, que la velocidad de diseño no exceda la velocidad crítica o terminal.

En el caso de la evaluación de un separador, que la velocidad del vapor en el recipiente, no exceda la velocidad crítica o terminal.

Esta condición se debe cumplir, para que las partículas líquidas tengan mayor velocidad que el vapor, de forma tal que éste no arrastre al líquido en su ascenso por el separador. También se debe tener en cuenta, que velocidades muy altas del vapor producirán el arrastre de las partículas pequeñas en la sección de asentamiento y el reatrapamiento de líquido a través de los eliminadores de neblina, en el tope del separador.

2. La velocidad crítica es la velocidad máxima permisible que puede alcanzar el flujo de gas en la sección de asentamiento del separador sin que se produzca arrastre de líquido; variable que permite determinar el área de la sección transversal requerida para el flujo de gas. Esta velocidad es utilizada en el dimensionamiento de separadores líquido-vapor, debido a que la separación en el recipiente no sólo ocurre en la sección secundaria (donde se produce el asentamiento gravitatorio), sino que dicha separación de las fases también se ve afectada por el elemento de choque.
3. Área de la sección transversal requerida para el flujo de gas, A_g , variable que determina el diámetro del recipiente para el caso de los separadores verticales, y el área de la sección transversal para los horizontales; dicha área está asociada a los flujos a manejar en el separador, tanto de gas como de líquido; esta variable se debe tomar en cuenta, principalmente, cuando se hace la selección del tipo de separador a diseñar para que la elección de la orientación del recipiente sea la más óptima, ya que un separador diseñado incorrectamente puede ocasionar arrastres excesivos de líquidos en el gas de salida.
4. Otra variable de gran importancia es el dimensionamiento del separador, cuyas características principales estarán determinadas por el flujo de líquido y vapor que manejará la unidad y por la tendencia de la mezcla a formar espumas en la misma. Entre las dimensiones del recipiente intervienen las siguientes variables:

Nivel del líquido

En un separador, generalmente, existen varios niveles de líquido que se denotan bajo las siglas correspondientes, según la Industria Petrolera Petroquímica Carbonífera Nacional (IPPCN). Los criterios para estimar las alturas se resumen en la tabla 4.4 (ver también figura C.2 del apéndice C).

Tabla 4.4 Nomenclatura para niveles de líquido.

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

Es importante tener en cuenta que los niveles NAL y NBL se conocen como niveles de operación, ya que ellos delimitan el volumen definido como volumen de operación (liquid hold up o surge volumen), el cual se fija para asegurar el control adecuado de la unidad, de manera que se asegure la continuidad de las operaciones durante perturbaciones operacionales. El nivel mínimo (NBBL) y nivel máximo

(NAAL) del líquido se definen para asegurar un tiempo de respuesta por parte del operador o de los controles, en caso de contingencia.

Cabe destacar que las variaciones en el nivel del líquido en separadores horizontales son críticas, debido a que el aumento del nivel se traduce en una disminución del área del vapor, con una consecuente reducción en el tiempo de retención de las partículas líquidas, haciendo que gotas de menor tamaño no sean separadas y que disminuya así la eficiencia del separador y aumenten las posibilidades de que se creen tapones en el recipiente.

Tiempo de residencia

El tiempo de residencia o de retención, es el tiempo promedio que debe ser retenida una partícula líquida en el separador para asegurar el equilibrio líquido-vapor a la presión de operación. Frecuentemente, la gravedad API del fluido determina el tiempo de residencia a utilizar en el dimensionamiento de separadores gas- petróleo, de manera que se garantice la separación, como se especificó anteriormente en la tabla 4.3 (tiempo de retención de acuerdo a la gravedad API).

En los recipientes horizontales el tiempo de residencia de una partícula es mayor que el tiempo que la misma necesitaría para recorrer los niveles de líquido en un separador vertical, es por esto que los separadores horizontales permiten velocidades más elevadas del vapor, sin que ocurra arrastre de líquidos.

Con respecto a los dispositivos internos que presentan mayor incidencia en el diseño de los separadores, se les pudo dividir en dos categorías: internos de entrada e internos de coalescencia; las características consideradas fueron: el cambio de momentum que se desea lograr para los primeros, y para los segundos el diámetro de partícula a separar y la eficiencia de separación requerida.

Criterios generales para estimar las dimensiones en separadores verticales

- a) La altura del nivel de líquido en un separador vertical depende esencialmente del tiempo de retención, el cual a su vez se fija sobre la base de consideraciones del proceso.
- b) La máxima velocidad permisible del vapor en un separador será igual a la velocidad límite y el diámetro calculado en base a ésta será redondeado en 6 pulgadas; sin embargo, en caso de no instalar eliminadores de niebla, la velocidad permisible del vapor no será mayor que el 80 % de la velocidad límite.
- c) El espacio para el desprendimiento y sedimentación de las gotas, es decir, la distancia entre la parte superior del tubo de entrada y la parte inferior del eliminador de neblina, deberá ser igual al diámetro del separador. Sin embargo, cuando el mismo es menor a 3 pies, el espacio de sedimentación será como mínimo 3 pies.
- d) La distancia entre la boquilla de entrada y el máximo nivel de líquido será igual a la mitad del diámetro, o por lo menos 2 pies.
- e) La distancia entre la línea tangente superior del separador y el fondo del eliminador de neblina será por lo menos de 3 pies.
- f) Los diámetros de los recipientes de 3 pies y mayores deberán especificarse en incrementos de 6 pulgadas. En los separadores cuya carcasa se fabrique con plancha, se especificarán sus diámetros internos y sus longitudes serán indicadas en incrementos de 3 pulgadas.
- g) Los separadores de 30 pulgadas de diámetro y menores deberán fabricarse con tubería y se especificarán sus diámetros externos; los cabezales superiores serán bridas del mismo diámetro que el tubo, provistas con tapas o bridas ciegas; el fondo podrá fabricarse con cabezales estándar o casquetes de tuberías.

- h) Las entradas deberán tener un accesorio interno para desviar el flujo hacia el fondo del separador; los recipientes de 3 pies de diámetro y mayores tendrán como accesorio de entrada una caja abierta por el fondo, soldada a la boca de entrada, por la parte interior del equipo; para los recipientes hechos con tubo, el accesorio se fabricará con un codo de 90°.
- i) Las salidas deberán tener dispositivos antivórtices.
- j) Los eliminadores de neblina tipo malla, deberán tener 4 pulgadas de espesor, 9 lb/pie³ de densidad y ser hechos de acero inoxidable. No deben aceptarse las mallas fabricadas con alambre de acero inoxidable en espiral.

Criterios generales para estimar las dimensiones en separadores

horizontales

- a) El máximo nivel de líquido debe dejar una altura mínima de 15 pulgadas para el espacio de vapor, pero nunca este nivel deberá estar por encima de la línea media del separador.
- b) El volumen de los cabezales no se toma en cuenta en los cálculos de las dimensiones del separador.
- c) Las boquillas de entrada y de salida deberán ubicarse tan cerca como sea práctico de las líneas tangentes del separador.
- d) Las salidas de líquido llevarán accesorios antivórtices.
- e) Se especifican valores de L/D entre 1,5 hasta 6 pero ciertas empresas fabricantes utilizan 3, 4 y 5 como valores económicos de esta relación.
- f) Volumen de operación, volumen comprendido entre el nivel máximo (NAL) y el nivel mínimo (NBL); se fija de acuerdo a los requerimientos del proceso, para asegurar un control adecuado y continuidad de las operaciones durante perturbaciones operacionales.
- g) Bajo nivel de líquido, 1,31 pies.

- h) La distancia entre la parte baja de la malla y el NAAL debería ser de 12 pulgadas.

4.3 DEFINICIÓN DE LAS ECUACIONES MATEMÁTICAS QUE RIGEN EL DISEÑO DE LOS SEPARADORES BIFÁSICOS (GAS-PETRÓLEO), DE TIPO HORIZONTAL Y VERTICAL

A través de las ecuaciones establecidas por las normas PDVSA: MDP-03-S-01 y MDP-03-S-03, se realizaron los cálculos manuales de cada una de las variables que intervienen en el diseño del separador bifásico gas-petróleo (apéndice B); para el procedimiento se utilizaron datos reales suministrados por el personal del Campo San Cristóbal, Macolla II.

Los resultados obtenidos por el procedimiento de diseño para separadores horizontales se muestran a continuación, en la tabla 4.5

Tabla 4.5 Parámetros calculados para el diseño de los separadores horizontales basados en la norma PDVSA MDP-03-S-03

Parámetros	Unidades	Resultado manual
Qv	m ³ /s	1,3807
Ql	m ³ /s	0,0055
Qm	m ³ /s	1,3862
ρg	kg/m ³	0,636
ρl	kg/m ³	900,7168
ρm	kg/m ³	4,2075
tr	min	5

Tabla 4.5 Parámetros calculados para el diseño de los separadores horizontales basados en la norma PDVSA MDP-03-S-03(continuación)

Parámetros	Unidades	Resultado manual
V_c	m/s	1,8057
V_v	m/s	1,8057
A_v	m ²	0,7646
V_{r1}	m ³	1,65
V_{r2}	m ³	0
V_r	m ³	1,65
D	mm	1371,6
l_{eff}	m	3,429
A_{NBBL-NAAL}	m ²	0,4812
A_{fon-NBBL}	m ²	0,1881
A_{vD}	m ²	0,8083
A_{fon-NAAL}	m ²	0,6693
h_{fon-NAAL}	mm	637,8
V_{S_{máximo}}	m/s	27,3569
V_E	m/s	28,6799
dp	mm	203,2
V_{S_g}	m/s	91,7873
dp_g	mm	152,4
V_{S_L}	m/s	1
dp_L	mm	101,6
L	m	4,2189
A_{malla}	m ²	0,7646
a_{malla}	mm	874,414

Los resultados obtenidos por el procedimiento de diseño para separadores verticales se muestran en la siguiente tabla

Tabla 4.6 Parámetros calculados para el diseño del separador vertical basados en la norma PDVSA MDP-03-S-03

Parámetros	Unidades	Resultado manual
h_o	mm	175
$h_{\text{malla-NAAL}}$	mm	408,8
Q_v	m^3/s	0,2157
Q_l	m^3/s	0,0092
Q_m	m^3/s	0,2249
ρ_g	kg/m^3	64,9946
ρ_l	kg/m^3	825,2346
ρ_m	kg/m^3	96,0884
t_r	min	1,5
V_c	m/s	0,1641
V_v	m/s	0,1641
A_v	m^2	1,3144
V_{r_1}	m^3	0,828
V_{r_2}	m^3	5,52
V_r	m^3	6,348
D	mm	1300
$h_{\text{NBBL-NAAL}}$	mm	4782,5
h_{NBBL}	mm	228,6
$h_{\text{fon-NAAL}}$	mm	5011,1
V_{Emezcla}	m/s	7,4676

Tabla 4.6 Parámetros calculados para el diseño del separador vertical basados en la norma PDVSA MDP-03-S-03(continuación)

Parámetros	Unidades	Resultado manual
V_{sg}	m/s	9,0797
V_{sl}	m/s	1
dp_E	mm	203,2
dp_g	mm	203,2
dp_l	mm	152,4
$h_{NAAl-boq}$	mm	203,2
$h_{boq-malla}$	mm	650
A_{malla}	m^2	1,3144
D_{malla}	mm	1300
h_o	mm	548,4
L_{eff}	m	7,191

A través de los cálculos de cada uno de los parámetros, se observó que para el uso de las ecuaciones se requiere ser homogéneo en la utilización de un solo sistema de unidades, así como establecer los criterios de diseño adecuados en base a las necesidades del campo, puesto que ellos definen si el diseño es confiable o no.

Toda esta información arrojó como resultado, lo importante que es obtener de manera segura los parámetros de entrada, los parámetros calculados y, sobre todo, poder lograr un diseño que cumpla con estándares de operacionalidad estable del proceso, capaz de ajustarse a las exigencias del campo y cumplir con los requerimientos establecidos por el mercado internacional, permitiendo a la industria competir a nivel mundial.

4.4 EVALUACIÓN DE LOS SEPARADORES BIFÁSICOS (GAS-PETRÓLEO) DE TIPO VERTICAL Y HORIZONTAL SOBRE LAS BASES DEL DISEÑO Y LAS CONDICIONES OPERACIONALES

Secuencia de diseño de los separadores bifásicos (gas-petróleo)

Basados en las normas seleccionadas y tomando en cuenta los factores que determinan el diseño de los equipos, se realizó el procedimiento de diseño para los equipos separadores bifásicos, uno para los verticales y otro para los horizontales.

Ambos procedimientos conformaron la metodología de cálculo para diseñar equipos separadores bifásicos, y de ella se obtuvieron como resultados diferentes datos para la construcción del equipo, dependiendo de si operará vertical u horizontalmente.

De acuerdo a lo antes mencionado se procederá a mostrar en las figuras 4.1 y 4.2 los flujogramas donde se especifican a detalle los pasos a seguir según los criterios de diseño y restricciones que deben cumplirse para garantizar la funcionalidad operacional de los separadores bifásicos (gas-petróleo), ya sean de tipo horizontal o vertical.

Para iniciar el diseño se debe conocer la cantidad de gas y de líquido que se separará, basándose en los datos fundamentales como: la presión y la temperatura de operación, con sus correspondientes variaciones durante el tiempo. Cada separador debe cumplir las condiciones del uso que va a tener, por lo cual es preciso saber las características de los fluidos que se separarán en la unidad.

Seleccionar las restricciones y criterios de diseño para el servicio requerido, consideraciones adicionales, de acuerdo a la orientación del separador.

Dimensionamiento del recipiente a través del cálculo de:

Velocidad crítica del vapor.

Área requerida para el flujo de vapor.

Relación L/D.

Volumen de retención de líquido en el recipiente.

Para separación gas-líquido se requieren niveles bajo-bajo, bajo, alto, alto-alto, del líquido.

Definición y dimensionamiento de las boquillas de entrada y de salida.

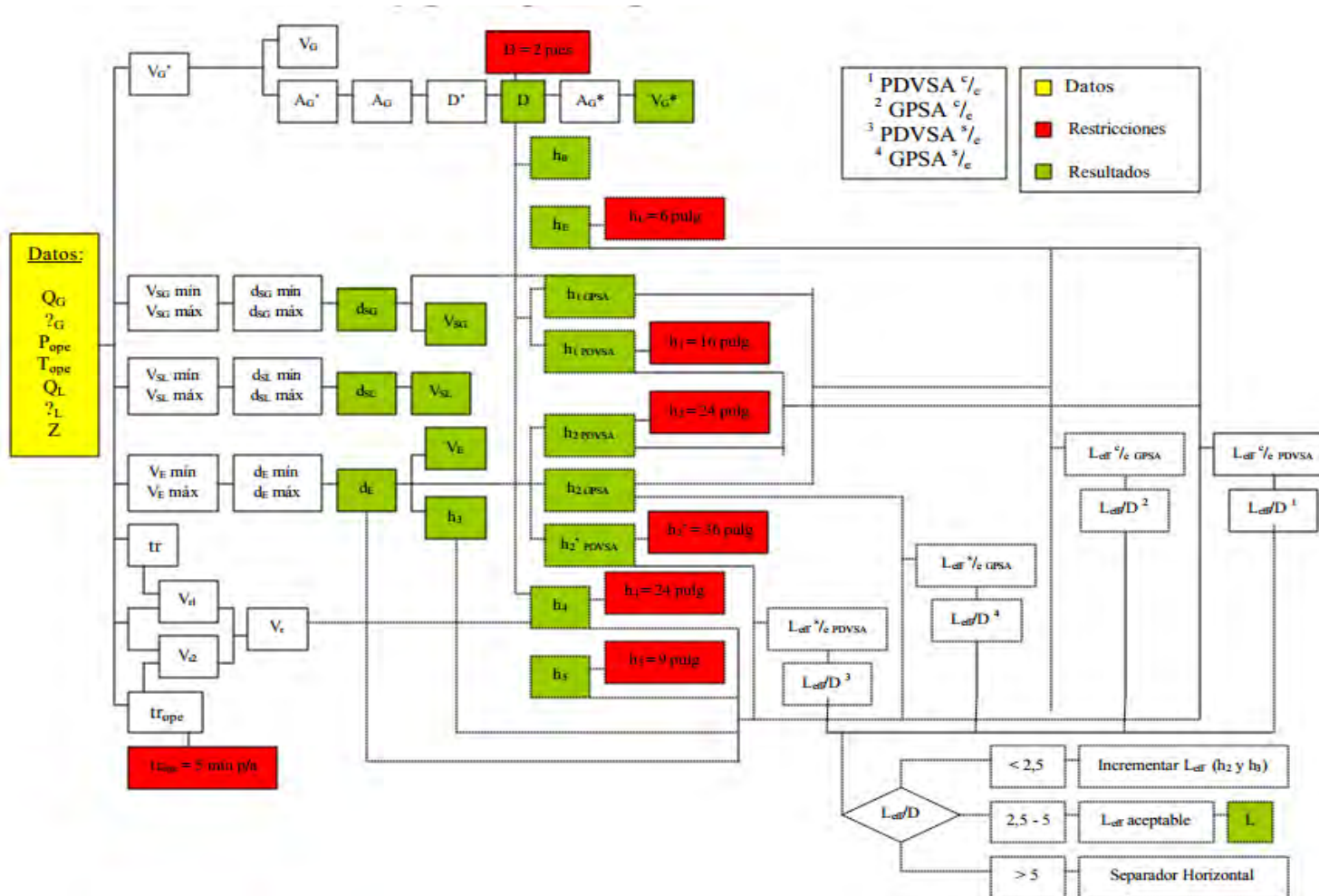


Figura4.2 Flujoograma para separador vertical [9]

Evaluación de la configuración de los separadores gas-petróleo

Los separadores bifásicos estudiados, son de configuración cilíndrica y fueron diseñados con orientación horizontal y vertical; a continuación, en la tabla 4.7 se muestran los flujos de líquido y gas manejados en los recipientes, y las relaciones másicas de las fases.

Tabla 4.7 Flujos másicos de los separadores

Separador	Wl (kg/s)	Wg (kg/s)	Relación gas -líquido
Horizontal	4,9539	0,8781	0,1773
Vertical	7,5921	14,0193	1,8466

Se puede observar de la relación gas-líquido, que el separador vertical presentó un valor mayor de ésta que el horizontal, por lo tanto, las configuraciones elegidas para cada recipiente fueron las acertadas, ya que los equipos de orientación vertical manejan grandes cantidades de vapor con respecto a los otros.

Verificación del tiempo de residencia del líquido

Se verificaron que los tiempos de residencia del líquido, establecidos para el diseño de los separadores bifásicos (gas-petróleo), cumplieran con los límites propuestos en las bases y criterios de PDVSA, de manera que las fases (petróleo y gas), alcancen el equilibrio a la presión del separador y puedan ser separadas antes de salir de la unidad, ya que las secciones de acumulación de líquido de ambos recipientes presentan características similares, suficiente capacidad o tiempo de residencia para que las burbujas de gas que han sido arrastradas por el líquido, se puedan liberar y pasar a la fase gaseosa; a continuación, se muestra la tabla 4.8 donde

se identifican los °API de los crudos a separar.

Tabla 4.8 Gravedad API del crudo a separar

Separador	°API
Horizontal	22,30
Vertical	41

En el caso del separador horizontal, el tiempo de residencia del líquido es de 5 minutos, tiempo que le corresponde de acuerdo a lo establecido en la tabla 4.3, debido a que el crudo presenta una gravedad API de 22,30,

Para el separador vertical, la gravedad API del crudo es de 41, por lo tanto, el tiempo de retención del líquido es de 1,5 minutos, valor señalado para crudos mayores de 40 °API, acorde a la tabla mencionada en el párrafo anterior.

Verificación del arrastre de líquidos en el vapor de salida de los separadores

Con respecto al arrastre de líquidos en los separadores verticales u horizontales estudiados, el parámetro evaluado fue la velocidad de vapor permisible, V_v , en el recipiente.

Tabla 4.9 Velocidad de vapor permisible en los separadores

Separador	V_v (m/s)
Horizontal	1,8057
Vertical	0,1641

La velocidad de vapor permisible en el recipiente, V_v , la cual es un porcentaje

de la velocidad crítica, para este caso el espacio de vapor en el tambor debió ser dimensionado para 100 % de la velocidad crítica, V_c , ($V_v=V_c$), ésta deberá ser lo suficientemente baja para prevenir un arrastre excesivo de líquido.

En la tabla 4.9 se evidencia que el separador horizontal tiene mayor velocidad permisible de vapor que el vertical, lo cual demuestra que el primero puede manejar mayores velocidades sin que ocurra un arrastre de líquido, cumpliéndose así con las exigencias del proceso.

Una vez realizado el estudio para el diseño y evaluación de los separadores bifásicos (gas-petróleo), mediante las ecuaciones descritas en el aparte 3.4.3, fue importante cumplir con los rangos de diseño establecidos por las normas de PDVSA, MDP 03-S-01 y MDP-03-S-03, que permitieron establecer las distintas características de los separadores con el fin de realizar una separación de fluidos eficiente, lo que garantiza el correcto funcionamiento del proceso de separación de las fases, satisfaciendo de esta manera las necesidades operacionales del campo.

De acuerdo a los resultados obtenidos en el aparte 4.3, se pudo observar que los diseños de los separadores bifásicos (gas-petróleo), tanto horizontal como vertical, cumplieron con los requisitos para satisfacer las exigencias del campo de estudio.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

La constante de Souders & Brown (K) es un parámetro fundamental para el diseño y evaluación de los separadores bifásicos (gas-petróleo) de tipo horizontal y vertical.

Los tiempos de retención del líquido en la sección de recolección deben permanecer en los rangos establecidos según los criterios de diseño manejados.

Los elevados o bajos valores de las propiedades físicas tanto del líquido como del vapor afectan la separación de las fases.

El resultado de esta investigación permite establecer que el nivel del líquido afecta la separación en recipientes horizontales, mientras que en configuraciones verticales su control es menos crítico.

Las características de dimensionamiento deben satisfacer las necesidades de producción tomando en cuenta el menor costo.

La información mínima requerida para el diseño de los separadores horizontales bifásicos (gas-petróleo), es similar a la utilizada en el diseño de los separadores verticales bifásicos (gas-petróleo).

Algunas de las ecuaciones utilizadas para el diseño de los separadores

horizontales bifásicos (gas-petróleo), pueden ser empleadas para el diseño de los separadores verticales bifásicos (gas-petróleo).

La relación másica gas-líquido influye directamente en la selección del tipo, configuración y orientación del separador.

Las normas que rigen los diseños de los separadores indican que los mismos están en capacidad de operar cuando en la evaluación o diagnóstico, las distintas tasas están por encima de los valores de campo.

5.2 RECOMENDACIONES

Realizar estudios de diseño de separadores bifásicos verticales tomando en cuenta parámetros de producción de sólidos y parafinas.

Establecer diseños que consideren la presencia de agentes corrosivos, que causen daños físicos al material para garantizar mayor vida útil del separador diseñado.

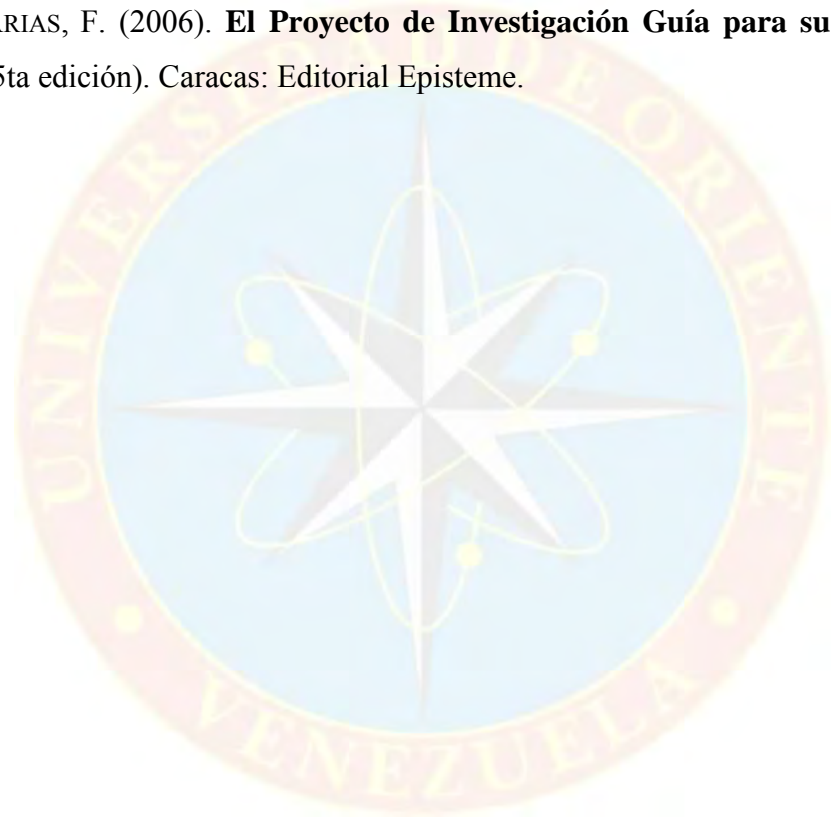
Para campos de alto potencial realizar estudios de diseños de separadores que impliquen varias etapas de separación a las diferentes temperaturas y presiones a las cuales van a operar.

Efectuar estudios de peso total del separador, conociendo las características de la estación de flujo donde va a operar.

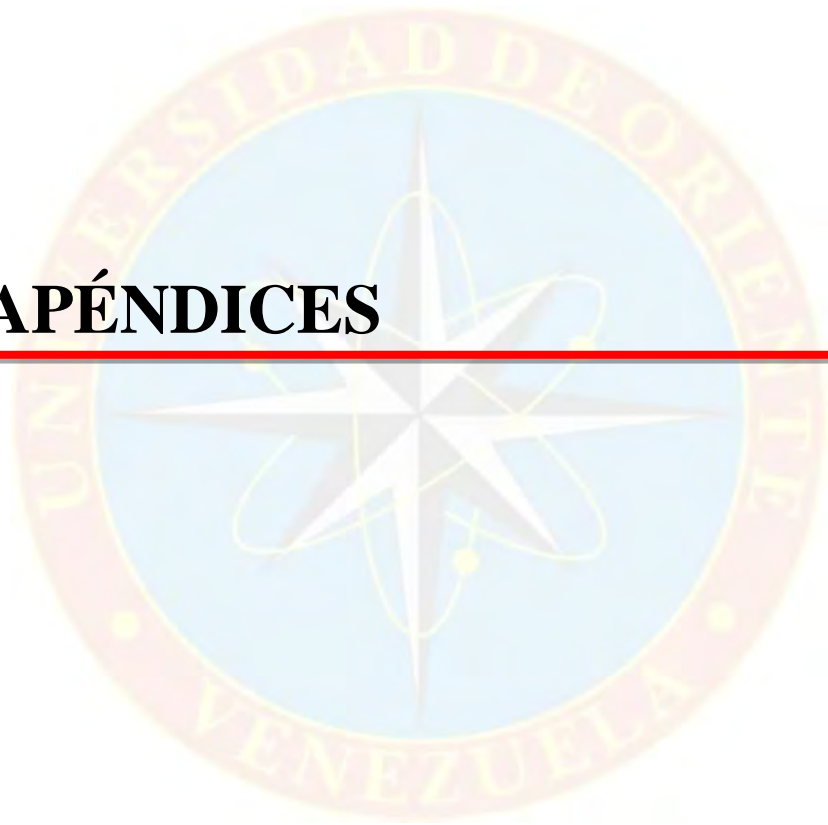
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ESSER, F. Y EREMENKO, L. (2009). **Desarrollo de un programa para el diseño de separadores gas-petróleo bajo software libre.** Tesis de grado, Universidad de Oriente, Maturín.
2. GUZMÁN, M. (2005). **Desarrollo de una herramienta para el diseño de separadores gas-petróleo, fundamentadas en las normas API, PDVSA, GPSA.** Tesis de grado, Universidad de Oriente, Maturín.
3. Separadores de Hidrocarburos (2010). [Página web en línea]. Disponible en: <http://es.scribd.com/doc/33986762/Separadores-de-hidrocarburos>
4. REQUENA, J. Y RODRÍGUEZ, M. (2006). **Diseño y evaluación de separadores bifásico y trifásicos** [Tesis en línea]. Universidad Central de Venezuela, Caracas. Consultada el 15 de mayo de 2012 en: [http://saber.ucv.ve/jspui/bitstream/123456789/714/1/Dise%C3%B1o%20y%20Evaluaci%C3%B3n%20de%20Separadores%20Bif%C3%A1sicos%20y%20Tri](http://saber.ucv.ve/jspui/bitstream/123456789/714/1/Dise%C3%B1o%20y%20Evaluaci%C3%B3n%20de%20Separadores%20Bif%C3%A1sicos%20y%20Trif%C3%A1sico.pdf)
[f%C3%A1sico.pdf](http://saber.ucv.ve/jspui/bitstream/123456789/714/1/Dise%C3%B1o%20y%20Evaluaci%C3%B3n%20de%20Separadores%20Bif%C3%A1sicos%20y%20Tri)
5. PINO, F. (s.f). **Apuntes de gasotecnia.** Universidad de Oriente. Núcleo Monagas. Escuela de Ingeniería de Petróleo.
6. MARTÍNEZ, M. (s.f) **Diseño conceptual de separadores.** Maracaibo Ingenieros Consultores, Venezuela.
7. PDVSA MDP-03-S-01 (1995). **Principios Básicos. Manual de diseño de proceso: Separación física. Tambores separadores.** Venezuela.
8. PDVSA MDP-03-S-03 (1995). **Separadores líquido- vapor. Manual de diseño de proceso: Separación física. Procedimientos de diseño.** Venezuela.

9. OLIVEIRA, B. (2003). **Desarrollo de una metodología de cálculo que permita diseñar o evaluar los separadores a ser instalados en las estaciones de flujo. PDVSA-ANACO.**[Tesis en línea]. Universidad Central de Venezuela, Caracas. Consultada el 15 octubre de 2012 en:<http://saber.ucv.ve/jspui/bitstream/123456789/529/1/TRABAJO%20DE%20GRADO.pdf>
10. ARIAS, F. (2006). **El Proyecto de Investigación Guía para su elaboración.** (5ta edición). Caracas: Editorial Episteme.

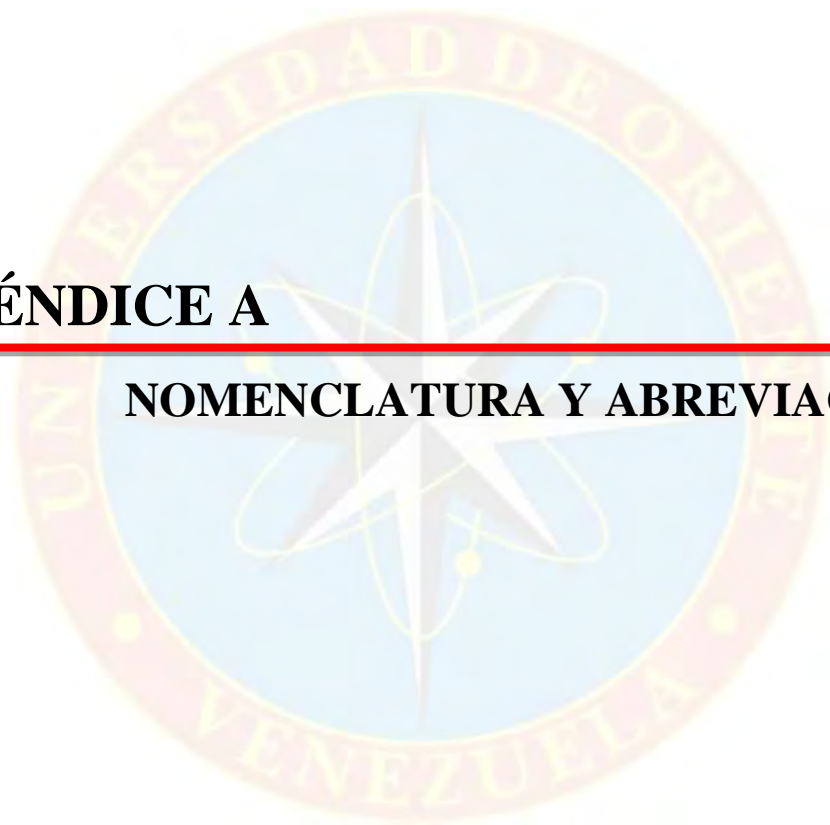


APÉNDICES



APÉNDICE A

NOMENCLATURA Y ABREVIACIONES



NOMENCLATURA

		En unidades SI	En unidades inglesas
$A_{\text{fon-NBBL}}$	= Area vertical entre el NBBL y el fondo del tambor, para tambores horizontales.	m^2	pie^2
A_{MALLA}	= Area requerida de malla separadora de gotas.	m^2	pie^2
$A_{\text{NAAL-NAL}}$	= Area vertical entre el NAAL y el NAL, para tambores horizontales.	m^2	pie^2
$A_{\text{NAL-NBL}}$	= Area vertical entre el NAL y el NBL, para tambores horizontales.	m^2	pie^2
$A_{\text{NBBL-NAAL}}$	= Area vertical entre el NBBL y el NAAL, para tambores horizontales.	m^2	pie^2
$A_{\text{NBBL-NBL}}$	= Area vertical entre el NBBL y NBL, para tambores horizontales.	m^2	pie^2
A_{TAMB}	= Area de sección transversal para tambores horizontales.	m^2	pie^2
A_V	= Area de sección transversal para el flujo de vapor.	m^2	pie^2
A_{VD}	= Area Vertical Disponible para el Flujo de Vapor.	m^2	pie^2
a_{ran}	= Area de flujo de una ranura en el colector o distribuidor de gas.	mm^2	$pulg^2$
D	= Diámetro del tambor.	mm	pie
D_{Malla}	Diámetro de una malla circular, o lado más largo de una malla rectangular.	mm	pie
d	= Diámetro de la gota.	mm	$pulg$
d_h	= Diámetro del orificio.	mm	$pulg$
d_o	= Diámetro de la boquilla de salida.	mm	$pulg$
d_p	= Diámetro de boquilla o tubo de entrada.	mm	$pulg$
e_{Malla}	= Espesor de la malla separadora de gotas.	mm	$pulg$
f	= Factor de disipación de la velocidad del chorro (jet). Como se muestra en la Figura 6., f es una función de la distancia X (la cual es la distancia entre la boquilla de entrada y la superficie de choque), y del diámetro de la boquilla de entrada d_p .	Adimensional	

		En unidades SI	En unidades inglesas
H_e	=	Altura efectiva del ciclón. Esta es la distancia del tope de la boquilla de entrada a la superficie del líquido.	mm pie
h	=	Distancia del fondo entre la boquilla de entrada y el nivel alto alto del líquido (NAAL).	mm pulg
$h_{\text{boq-Malla}}$	=	Distancia entre la boquilla de entrada y el fondo de la malla.	mm pulg
$h_{\text{boq-tan}}$	=	Distancia entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior.	mm pulg
$h_{\text{fon-NAL}}$	=	Distancia vertical entre el fondo del tambor y el NAL.	mm pulg
$h_{\text{fon-NAAL}}$	=	Distancia vertical entre el fondo del tambor y el NAAL.	mm pulg
$h_{\text{fon-NBL}}$	=	Distancia vertical entre el fondo del tambor y el NBL.	mm pulg
$h_{\text{Malla-NAAL}}$	=	Distancia vertical disponible entre el fondo de la malla y NAAL.	mm pulg
$h_{\text{NAAL-boq}}$	=	Altura desde NAAL hasta la boquilla de entrada.	mm pulg
h_{NBBL}	=	Altura mínima desde el nivel bajo bajo de líquido hasta la boquilla de salida de líquido	mm pulg
$h_{\text{NBBL-NAAL}}$	=	Altura de líquido entre NAAL y NBBL.	mm pulg
h_o	=	Distancia mínima permisible entre tope de la malla y la boquilla de salida del gas (o al borde cercano de la ranura en los colectores de salida).	mm pulg
L	=	Longitud tangente a tangente del tambor horizontal.	m pie
L_{eff}	=	longitud efectiva de operación, es decir, la requerida para que el proceso de separación se cumpla.	m pie
L_{Malla}	=	Longitud del lado más largo de la malla rectangular.	mm pie
l	=	Cuerda disponible para instalar la malla a la salida de gas, en tambores horizontales.	mm pulg
l_{dis}	=	Longitud requerida del distribuidor en forma de "T" en la boquilla de entrada.	mm pulg
l_{ran}	=	Lado más largo de las ranuras rectangulares.	mm pulg

		En unidades SI	En unidades inglesas
N_r	=	Número de filas de ranuras en el colector de gas.	
N_s	=	Número de ranuras por línea en el colector de gas o distribuidor.	
Q_L	=	Flujo de descarga de líquido.	m^3/s pie^3/s
Q_M	=	Flujo de mezcla por boquilla de entrada.	m^3/s pie^3/s
Q_V	=	Flujo de descarga de vapor.	m^3/s pie^3/s
S_{Malla}	=	Lado más corto de la malla rectangular.	mm pie
S_{ran}	=	Lado más corto de la ranura rectangular.	mm pulg
t_r	=	Tiempo de Retención de Operación	s s
V_c	=	Velocidad crítica.	m/s pie/s
V_E	=	Velocidad máxima de mezcla a la salida de la boquilla de entrada, tal que no ocurra arrastre en la superficie del líquido.	m/s pie/s
V_r	=	Volumen de retención máximo de líquido entre el NAAL y el NBBL.	m^3 pie^3
V_{r1}	=	Volumen de retención de operación de líquido entre el NAL y el NBL.	m^3 pie^3
V_{r2}	=	Volumen de retención de líquido por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma.	m^3 pie^3
V_S	=	Velocidad superficial de la mezcla en la tubería de entrada.	m/s pie/s
V_V	=	Velocidad de vapor permisible en el recipiente.	m/s pie/s
X	=	Distancia desde la boquilla de entrada, hasta la superficie de choque (Ver Figura 6.). Para tambores verticales con boquillas de entrada simple, X es el diámetro del tambor. X es igual a h para tambores verticales con distribuidores ranurados (o con orificios), o codos de 90°.	mm pulg
λ	=	Fracción volumétrica de líquido alimentado al tambor.	Adimensional
ρ_G	=	Densidad del vapor a condiciones de operación.	kg/m^3 lb/pie^3

			En unidades SI	En unidades inglesas
ρ_L	=	Densidad del líquido a condiciones de operación.	kg/m ³	lb/pie ³
ρ_M	=	Densidad de la mezcla a condiciones de operación, promediada en volumen.	kg/m ³	lb/pie ³
σ	=	Tensión superficial del líquido a condiciones de operación.	mN/m	dinas/cm
μ	=	Viscosidad del vapor a condiciones.	mPa.s	cP

Factores que dependen de las unidades usadas

		En unidades SI	En unidades inglesas
F ₂	=	1.62x10 ⁻⁴	5.3x10 ⁻⁴
F ₃	=	1.1x10 ⁻⁴	3.6x10 ⁻⁴
F ₄	=	7.0x10 ⁻⁵	2.3x10 ⁻⁴
F ₅	=	3.05x10 ⁻⁵	1.0x10 ⁻⁴
F ₆	=	3720	2500
F ₇	=	3.009	0.936
F ₈	=	1	12
F ₁₀	=	1.8x10 ⁻⁴	5.9x10 ⁻⁴
F ₁₁	=	655	0.09
F ₁₂	=	0.545	8.3x10 ⁵
F ₁₃	=	5.62	1.03x10 ⁴
F ₁₄	=	172.3	2.05x10 ³
F ₁₅	=	0.001	10.74
F ₁₆	=	100	15
F ₁₇	=	100	4
F ₁₈	=	1.77	2.8
F ₂₀	=	10 ⁶	144
F ₂₁	=	0.048	0.157
F ₂₃	=	25 mm	1 plg
F ₂₄	=	1000	1
F ₂₅	=	1000	12

APÉNDICE B

MUESTRA DE CÁLCULO



1.1 Procedimientos de diseño para separadores horizontales

En esta parte del desarrollo del trabajo se establecerán los parámetros, condiciones, limitaciones, e información necesaria para el diseño interno y mecánico del separador bifásico (gas-petróleo) de tipo horizontal, el cual se realizó en función de las siguientes premisas.

Condiciones del líquido

Viscosidad: 65 centipoise = 0,065 kg/m-s = 0,047lb/pie-s

Densidad: 900,7168 kg/m³ = 22,30 °API

Tensión superficial: 26 dinas/cm

Flujo volumétrico: 0,0055 m³/s

Flujo másico: 4,9539 kg/s

Condiciones del gas

Viscosidad: 0,0127 centipoise = 0,000013 kg/m-s = 0,000009 lb/pie-s

Densidad: 0,636 kg/m³

Flujo volumétrico: 1,3807m³/s

Flujo másico: 0,8781 kg/s

La norma PDVSA 90616.1.027 indica que el tiempo de retención adecuado para petróleos crudos con gravedades API por debajo de 25 °API es de 5 minutos.

Cálculo del área de flujo de vapor

Cálculo de la velocidad permisible del flujo de vapor.

$$V_v = V_c = F_{21} \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (B.1)$$

$$V_v = V_c = 0,048 \sqrt{\frac{900,7168 \text{ kg/m}^3 - 0,636 \text{ kg/m}^3}{0,636 \text{ kg/m}^3}} = 1,8057 \text{ m/s}$$

Cálculo del área para el flujo de vapor

$$A_v = \frac{Q_v}{V_v} \quad (B.2)$$

$$A_v = \frac{1,3807 \text{ m}^3/\text{s}}{1,8057 \text{ m/s}} = 0,7646 \text{ m}^2$$

Dimensionamiento del separador

Volumen de retención de operación líquido entre NAL y el NBL.

$$V_{r1} = Q_l * t_r \quad (B.3)$$

$$V_{r1} = 0,0055 \text{ m}^3/\text{s} * 300 \text{ s} = 1,65 \text{ m}^3$$

El volumen de retención de líquido por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma.

$$V_{r2} = Q_l * (600 \text{ s}) \quad (B.4)$$

No se tienen interruptores y/o alarmas de NBBL y NAAL, este volumen adicional es nulo.

El volumen de retención máximo de líquido, (V_r), entre el NAAL y el NBBL

$$V_r = V_{r1} + V_{r2} \quad (B.5)$$

$$V_r = V_{r1} = 1,65 \text{ m}^3$$

Se asume un valor inicial para $F_{24} \text{ Leff}/D$ igual a 2,5; donde Leff es la longitud efectiva de operación, es decir, la requerida para que el proceso de separación se cumpla, la cual varía dentro de los siguientes rangos:

$P \leq 264,7 \text{ lpca}$	$1,5 \leq F_{24} \text{Leff}/D < 3,0$
$264,7 \text{ lpca} < P < 514,7 \text{ lpca}$	$3,0 \leq F_{24} \text{Leff}/D < 4,0$
$P \geq 514,7 \text{ lpca}$	$4,0 \leq F_{24} \text{Leff}/D \leq 6,0$

Se asumió un valor para el diámetro igual a 1371,6 mm ó 54 pulgadas entonces, $F_{24} \text{ Leff}/D = 2,5$, despejando se tiene:

$$L_{eff} = \frac{2,5 * (1371,6 \text{ mm})}{1000} = 3,429 \text{ m}$$

Cálculo del área vertical real del líquido entre el NBBL y el NAAL

$$A_{NBBL-NAAL} = \frac{V_r}{L_{eff}} \tag{B. 6}$$

$$A_{NBBL-NAAL} = \frac{1,65 \text{ m}^3}{3,429 \text{ m}} = 0,4812 \text{ m}^2$$

Se calcula el área fraccional (A_1^*), donde con el valor de R_1^* se lee el valor correspondiente a A_1^*

10 pulg= 254 mm

$$R_1^* = \frac{h_{NBBL}}{D}$$

$$R_1^* = \frac{254mm}{1371,6mm} = 0,185$$

Por lo tanto $A_1^* = 0,1273$

R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*
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

Cálculo del área vertical entre el NBBL y el fondo del tambor

$$A_{tambor} = \frac{\pi}{4} \left(\frac{D}{F_{24}} \right)^2 \quad (B.7)$$

$$A_{tambor} = \frac{\pi}{4} \left(\frac{1371,6}{1000} \right)^2 = 1,4776 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{FON-NBBL}}^* = A_1^* * A_{\text{tambor}} \quad (B.8)$$

$$A_{\text{FON-NBBL}} = 0,1273 * 1,4776 \text{ m}^2 = 0,1881 \text{ m}^2$$

Cálculo del área vertical disponible para el flujo de vapor

$$A_{\text{VD}} = A_{\text{tambor}} - (A_{\text{FON-NBBL}} + A_{\text{NBBL-NAAL}}) \quad (B.9)$$

$$A_{VD} = 1,4776 \text{ m}^2 - (0,1881 \text{ m}^2 + 0,4812 \text{ m}^2)$$

$$A_{VD} = 0,8083 \text{ m}^2$$

Cálculo del área vertical de líquido requerida entre el fondo del tambor y NAAL

$$A_{\text{fon-NAAL}} = A_{\text{fon-NBBL}} + A_{\text{NBBL-NAAL}} \quad (\text{B.10})$$

$$A_{\text{fon-NAAL}} = 0,1881 \text{ m}^2 + 0,4812 \text{ m}^2 = 0,6693 \text{ m}^2$$

Cálculo de la distancia vertical entre el fondo del tambor y NAAL

$$A_2^* = \frac{A_{\text{FON-NAAL}}}{A_{\text{tambor}}} \quad (\text{B.11})$$

$$A_2^* = \frac{0,6693 \text{ m}^2}{1,4776 \text{ m}^2} = 0,4529$$

Entonces, $R_2^* = 0,465$

$$h_{\text{fond-NAL}} = R_2^* * D \quad (\text{B.12})$$

$$h_{\text{fond-NAL}} = 0,465 * 1371,6 \text{ m} = 637,794 \text{ mm}$$

Cálculos de las boquillas presentes en el separador

Boquillas de entrada

Fracción volumétrica del líquido alimentado al tambor (λ)

$$\lambda = \frac{Q_l}{Q_l + Q_v} \quad (\text{B. 13})$$

$$\lambda = \frac{0,0055 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0055 \text{ m}^3/\text{s} + 1,3807 \text{ m}^3/\text{s}} = 0,003968$$

Densidad de la mezcla

$$\rho_M = (1 - \lambda)\rho_g + \lambda\rho_l \quad (\text{B. 14})$$

$$\rho_M = (1 - 0,003968)0,636 \text{ kg/m}^3 + 0,003968(900,7168 \text{ kg/m}^3).$$

$$\rho_M = 4,2075 \text{ kg/m}^3$$

Por lo tanto, la velocidad máxima de la mezcla en la entrada del separador debe ser menor o igual que este valor:

$$V_{S_{\text{máxima}}} = \frac{73,2}{\sqrt{\rho_M}} \quad (\text{B. 15})$$

$$V_{S_{\text{máxima}}} = \frac{73,2}{\sqrt{4,2075 \text{ kg/m}^3}} = 35,6861 \text{ m/s}$$

Diámetro de las boquillas de entrada

Para determinar el diámetro de la boquilla de entrada, hay que verificar que la velocidad real a la entrada sea menor a la velocidad máxima permisible ($V_s < V_E$) esto para garantizar que no se produzca arrastre del líquido a la entrada del separador.

El valor de “f” se determinó para una distancia de X= 40 cm.

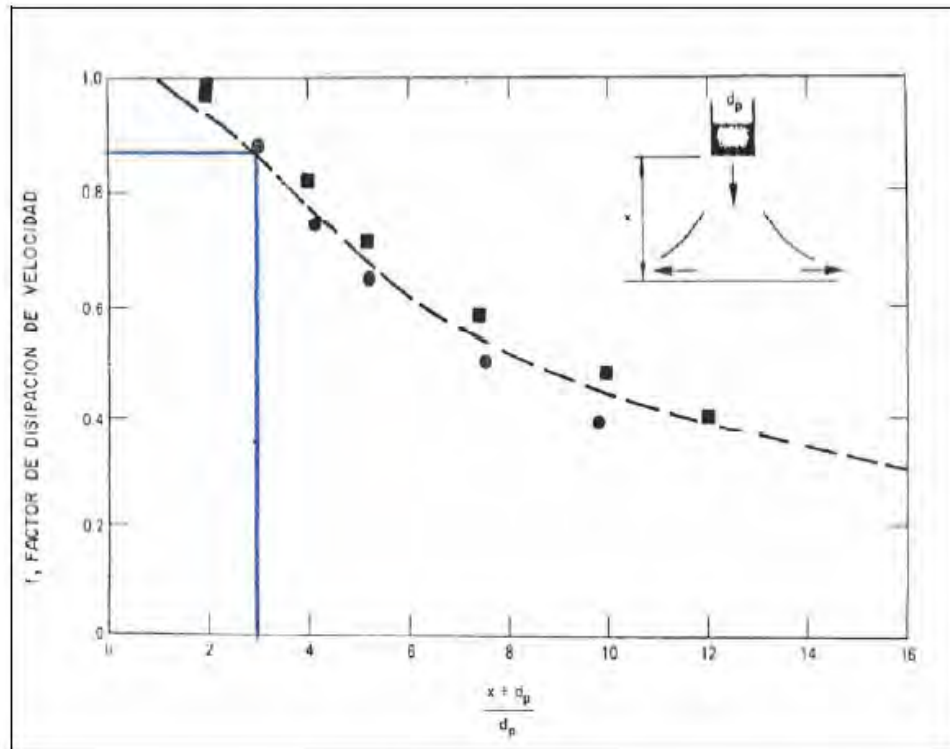


Figura B.1 Factor de disipación de velocidad

Sustituyendo el valor de “X” y el diámetro de la boquilla de entrada en la gráfica, el factor de disipación de velocidad da $f = 0,868$.

$$V_E = \frac{F_2 \sigma}{f \mu_G \left[\frac{\rho_g}{\rho_l} \right]^{0,5}} \quad \text{para } h \leq 2,5 d_p \quad (B.16)$$

$$V_E = \frac{5,3 \cdot 10^{-4} \cdot 26 \text{ dinas/cm}}{0,868 \cdot 0,0127 \text{ cP} \cdot \left[\frac{0,636 \text{ kg/m}^3}{900,7168 \text{ kg/m}^3} \right]^{0,5}} = 47,0472 \text{ pies/s}$$

Llevándolo a unidades del sistema internacional queda 14,3401 m/s y multiplicándolo por 2 como lo indica la norma PDVSA para tambores horizontales, queda 28,6802 m/s.

Ahora se procedió a calcular el valor real de la velocidad del fluido a la entrada del separador

$$V_s = \frac{F_{20} 4 Q_M}{\pi d p^2} \quad (B.17)$$

Despejando el diámetro queda:

$$d p = \sqrt{\frac{F_{20} 4 Q_M}{\pi V_{s_{\text{máxima}}}}}$$
$$d p = \sqrt{\frac{10^6 * 4 * 1,3862 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi * 35,6861 \text{ m/s}}} = 223,3913 \text{ mm}$$

Nota: éste no es un diámetro comercial y la velocidad de entrada provoca arrastre del líquido, ya que 35,6861 m/s es mayor que 28,6802 m/s. Se usará un diámetro de 254 mm(10 pulgadas).

$$V_s = \frac{F_{20} 4 Q_M}{\pi d p^2}$$

$$V_s = \frac{10^6 * 4 * 1,3862 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi (254 \text{ mm})^2} = 27,3569 \text{ m/s}$$

Con este valor de diámetro (10 pulg), la velocidad real de entrada de la mezcla da menor a la velocidad de la mezcla máxima permisible ($V_s < V_E$), es decir, 27,3569 m/s es menor a 28,6802 m/s. Por lo tanto, se garantiza que no se va a producir arrastre del líquido.

Boquillas de salida

Diámetro de la boquilla de salida del gas

$$Vs_g = \frac{73,2}{\sqrt{\rho_g}}$$

$$Vs_g = \frac{73,2}{\sqrt{0,636 \text{ kg/m}^3}} = 91,7873 \text{ m/s}$$

Diámetro de la boquilla

$$dp = \sqrt{\frac{F_{20} 4 Q_g}{\pi V s_g}}$$

$$dp = \sqrt{\frac{10^6 * 4 * 1,3807 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi * 91,7873 \text{ m/s}}} = 138,3927 \text{ mm (5,44 pulg)}$$

Como ese diámetro de boquilla no es un valor comercial se usará una de 152,4 mm (6 pulgadas).

Diámetro de la boquilla de salida del líquido

Como ya se estableció que la velocidad del líquido a la salida no puede ser mayor que 1 m/s, el diámetro se determina con la ecuación siguiente:

$$dp = \sqrt{\frac{F_{20} 4Q_l}{\pi V_{s_l}}}$$

$$dp = \sqrt{\frac{1 \times 10^6 * 4 * 0,0055 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi * 1 \text{ m/s}}} = 83,6828 \text{ mm (3,29 pulg)}$$

Como este diámetro de boquilla no es un valor comercial se usará una boquilla de 101,6 mm (4 pulgadas).

Longitud tangente a tangente del tambor separador (L)

$$L = L_{eff} + dp + dp_g$$

$$L = 3,429 \text{ m} + 0,254 \text{ m} + 0,1524 \text{ m} = 3,8354 \text{ m}$$

La norma PDVSA MDP – 03 – S – 03 establece que se le debe sumar un 10 % por tolerancias mecánicas, lo cual arroja por resultado una longitud total de 4,2189 m.

Diseño de la malla separadora

Cálculo del área de la malla

$$A_{malla} = \frac{Q_v}{V_v}$$

$$A_{malla} = \frac{1,3807 \text{ m}^3/\text{s}}{1,8057 \text{ m/s}} = 0,7646 \text{ m}^2$$

De acuerdo a la norma PDVSA MDP-03-S-03 la malla debe tener un espesor de 150 mm (6 pulg) con 80 kg/m³ de densidad.

Cálculo del ancho de la malla.

$$a_{malla} = F_{25} * (A_{malla})^{1/2}$$

$$a_{malla} = 1000 * (0,7646 \text{ m}^2)^{1/2} = 874,414 \text{ mm}$$

Distancia mínima permisible, h_o , entre la malla y la boquilla de salida del gas

$$h_o = \frac{F_8 D_{malla} - d_o}{2} \quad (B.18)$$

$$h_o = \frac{1 * 874,414 \text{ mm} - 152,4 \text{ mm}}{2} = 361,007 \text{ mm}$$

Esta distancia es impráctica debido a que no cumple con los requerimientos de espacios disponibles en el separador, por lo tanto se deberá usar un recolector de gas con ranuras.

$$h_o = \frac{\frac{F_8 L_{malla}}{Ns} - S_{ran}}{2} \quad (B.19)$$

$$h_o = \frac{\frac{1 * 1390,18 \text{ mm}}{11} - 15 \text{ mm}}{2} = 55,69 \text{ mm}$$

$$h_o = \frac{F_8 S_{malla} - L_{ran} N r}{2} \quad (B.20)$$

$$h_o = \frac{1 * 550 \text{ mm} - 50 \text{ mm} * 4}{2} = 175 \text{ mm}$$

Se utiliza el mayor de estos 2 valores calculados, es decir, 175 mm.

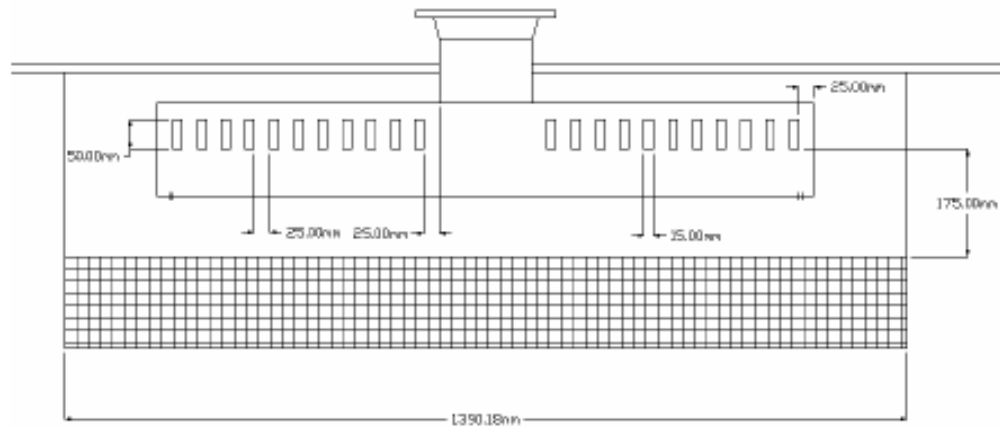


Figura B.2 Recolector de gases.

Distancia vertical disponible entre el fondo de la malla y NAL.

$$h_{malla-NAAL} = D - (h_{fon-NAAL}) - h_o - e_{malla} \quad (B.21)$$

$$h_{malla-NAAL} = 1371,6 \text{ mm} - 637,8 \text{ mm} - 175 \text{ mm} - 150 \text{ mm}$$

$$h_{malla-NAAL} = 408,8 \text{ mm}$$

La distancia es mayor que la mínima requerida, $D_{\min} = 300 \text{ mm}$

1.2 Procedimientos de diseño para separadores verticales

En esta parte del desarrollo del trabajo se establecerán los parámetros, condiciones, limitaciones, e información necesaria para el diseño interno y mecánico del separador bifásico (Gas-Petróleo) de tipo horizontal, el cual se realizó en función de las siguientes premisas.

Condiciones del líquido

Viscosidad: 65 centipoise = 0,065 kg/m-s = 0,047lb/pie-s

°API: 41

Densidad: 825,2346 kg/m³

Tensión superficial: 26 dinas/cm

Flujo volumétrico: 0,0092 m³/s

Flujo másico: 7,5921 kg/s

Condiciones del gas

Viscosidad: 0,0127 centipoise = 0,000013 kg/m-s = 0,000009 lb/pie-s

Densidad: 64,9946 kg/m³

Flujo volumétrico: 0,2157 m³/s.

Flujo másico: 14,0193 kg/s

La norma PDVSA 90616.1.027 nos indica que el tiempo de retención adecuado para petróleos crudos con gravedades API por encima de 40 °API es de 1,5 minutos.

Cálculo del área de flujo de vapor

Calculo de la velocidad permisible del flujo de vapor.

$$V_v = V_c = F_{21} \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (B.22)$$

$$V_v = V_c = 0,048 \sqrt{\frac{825,2346 \text{ kg/m}^3 - 64,9946 \text{ kg/m}^3}{64,9946 \text{ kg/m}^3}} = 0,1641 \text{ m/s}$$

Cálculo del área para el flujo de vapor

$$A_v = \frac{Q_v}{V_v} \quad (B.23)$$

$$A_v = \frac{0,2157 \text{ m}^3/\text{s}}{0,1641 \text{ m/s}} = 1,3144 \text{ m}^2$$

Volumen de retención de operación líquido entre NAL y el NBL.

$$V_{r1} = Q_l * t_r \quad (B.24)$$

$$V_{r1} = 0,0092 \text{ m}^3/\text{s} * 90 \text{ s} = 0,828 \text{ m}^3$$

El volumen de retención de líquido por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma.

$$V_{r2} = 0,0092 * (600 \text{ s}) \quad (B.25)$$

$$V_{r2} = 5,52 \text{ m}^3$$

El volumen de retención máximo de líquido, (V_r), entre el NAAL y el NBBL

$$V_r = V_{r1} + V_{r2} \quad (B.2.6)$$

$$V_r = 0,828 + 5,52 = 6,348 \text{ m}^3$$

Diámetro de separador

$$D' = F_{24} \left(\frac{4 * A_V}{\pi} \right)^{1/2} \quad (B.27)$$

$$D' = 1000 \left(\frac{4 * 1,3144 \text{ m}^2}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$D' = 1293,6545 \text{ mm}$$

Como el diámetro no existe comercialmente, se redondeó a uno comercial, por encima, mas cercano; por lo tanto el diámetro del separador fue de 1300 mm

Cálculo de la altura de líquido entre NAAL y NBBL.

$$h_{\text{NBBL-NAAL}} = V_r / [\pi/4 (D/F_{25})^2] \quad (B.28)$$

$$h_{\text{NBBL-NAAL}} = 6,348 \text{ m}^3 / [\pi/4 (1300\text{mm}/1000)^2]$$

$$h_{\text{NBBL-NAAL}} = 4782,5 \text{ mm}$$

Cálculo de la altura desde el fondo del tambor y el NAAL ($h_{\text{fon-NAAL}}$).

$$h_{\text{fon-NAAL}} = h_{\text{NBBL-NAAL}} + h_{\text{NBBL}} \quad (B.29)$$

$$h_{\text{fon-NAAL}} = 4782,5\text{mm} + 228,6\text{mm} = 5011,1 \text{ mm}$$

Velocidad de entrada de la mezcla

Fracción volumétrica del líquido alimentado al tambor (λ)

$$\lambda = \frac{Q_l}{Q_l + Q_v} \quad (B.30)$$

$$\lambda = \frac{0,0092 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0092 \text{ m}^3/\text{s} + 0,2157 \text{ m}^3/\text{s}} = 0,0409$$

Densidad de la mezcla

$$\rho_M = (1 - \lambda)\rho_g + \lambda\rho_l \quad (B.31)$$

$$\rho_M = (1 - 0,0409)64,9946 \text{ kg/m}^3 + 0,0409(825,2346 \text{ kg/m}^3)$$

$$\rho_M = 96,0884 \text{ kg/m}^3$$

Por lo tanto, la velocidad máxima de la mezcla en la entrada del separador debe ser menor o igual que este valor:

$$V_{S_{\text{máxima}}} = \frac{73,2}{\sqrt{\rho_M}} \quad (B.32)$$

$$V_{S_{\text{máxima}}} = \frac{73,2}{\sqrt{96,0884 \text{ kg/m}^3}} = 7,4676 \text{ m/s}$$

Velocidad de la salida del gas

$$V_{s_g} = \frac{73,2}{\sqrt{\rho_g}} \quad (B.33)$$

$$V_{s_g} = \frac{73,2}{\sqrt{64,9946 \text{ kg/m}^3}} = 9,0797 \text{ m/s}$$

Velocidad de salida del líquido

Como ya se estableció que la velocidad del líquido a la salida no puede ser mayor que 1 m/s.

$$V_{s_l} = 1 \text{ m/s}$$

Cálculo del diámetro de la boquilla de entrada (dp).

Ahora se procedió a calcular el valor real de la velocidad del fluido a la entrada del separador

$$V_s = \frac{F_{20} 4 Q_M}{\pi dp^2} \quad (B.34)$$

Despejando el diámetro queda:

$$dp = \sqrt{\frac{F_{20} 4 Q_M}{\pi V_s}}$$

$$dp_E = \sqrt{\frac{10^6 * 4 * 0,2249 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi * 7,4676 \text{ m/s}}} = 195,8207 \text{ mm (7,709 pulg)}$$

Nota: éste no es un diámetro comercial, se usará un diámetro de 8 pulgadas

Cálculo del diámetro de la boquilla de salida de gas (dp_g).

$$dp_g = \sqrt{\frac{F_{20}4Q_g}{\pi V S_g}}$$

$$dp_g = \sqrt{\frac{10^6 * 4 * 0,2157 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi * 9,0797 \text{ m/s}}} = 173,9177 \text{ mm (6,847 pulg)}$$

Nota: éste no es un diámetro comercial, se designará un diámetro de 8 pulgadas (203,2 mm).

Diámetro de la boquilla de salida del líquido

Como ya se estableció que la velocidad del líquido a la salida no puede ser mayor que 1 m/s, el diámetro se determina con la ecuación:

$$dp_l = \sqrt{\frac{F_{20}4Q_l}{\pi V S_l}}$$

$$dp_l = \sqrt{\frac{10^6 * 4 * 0,0092 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi * 1 \text{ m/s}}} = 108,2302 \text{ mm (4,261 pulg)}$$

Como ese diámetro de boquilla no es un valor comercial se utilizará una boquilla de 6 pulgadas.

Cálculo de la altura desde NAAL hasta la boquilla de entrada ($h_{NAAL-boq}$).

En el caso es un de tambor vertical sin entrada tangencial, se utiliza la siguiente ecuación:

$$h_{NAAL-boq} = dp \quad (B.35)$$

$$h_{NAAL-boq} = 203,2 \text{ mm}$$

Cálculo de la altura desde la boquilla de entrada y la malla o la línea tangente superior ($h_{boq-Malla}$ o $h_{boq-tan}$).

$$h_{boq-Malla} = 0,5 * D'$$

$$h_{boq-Malla} = 0,5 * 1300\text{mm} = 650 \text{ mm}$$

Diseño de la malla separadora de gotas

Cálculo del área de la malla

$$A_{malla} = \frac{Qg}{Vv} \quad (B.36)$$

$$A_{malla} = \frac{0,2157\text{m}^3/\text{s}}{0,1641 \text{ m/s}} = 1,3144 \text{ m}^2$$

Cálculo del diámetro de la malla redonda (D_{Malla})

$$D_{malla} = D' \quad (B.37)$$

$$D_{malla} = 1300 \text{ mm}$$

Cálculo de la distancia mínima permisible h_o entre el tope de la malla y la salida de gas.

$$h_o = \frac{F_8 D_{malla} - dp_g}{2} \quad (B.38)$$

$$h_o = \frac{1 * 1300\text{mm} - 203,2 \text{ mm}}{2} = 548,4 \text{ mm}$$

Cálculo de la altura efectiva de separación del tambor.

Para el caso de tambores verticales sin entradas tangenciales horizontales y con malla, utilizar la siguiente ecuación:

$$L_{\text{eff}} = (h_{\text{fon-NAAL}} + h_{\text{NAAL-boq}} + dp + h_{\text{Malla}} + e_{\text{Malla}} + h_o) / F_{24} \quad (B.39)$$

$$L_{\text{eff}} = (4782,5 \text{ mm} + 203,2 \text{ mm} + 203,2 \text{ mm} + 650 \text{ mm} + 150 \text{ mm} + 548,4 \text{ mm}) / 1000$$

$$L_{\text{eff}} = 6,5373 \text{ m}$$

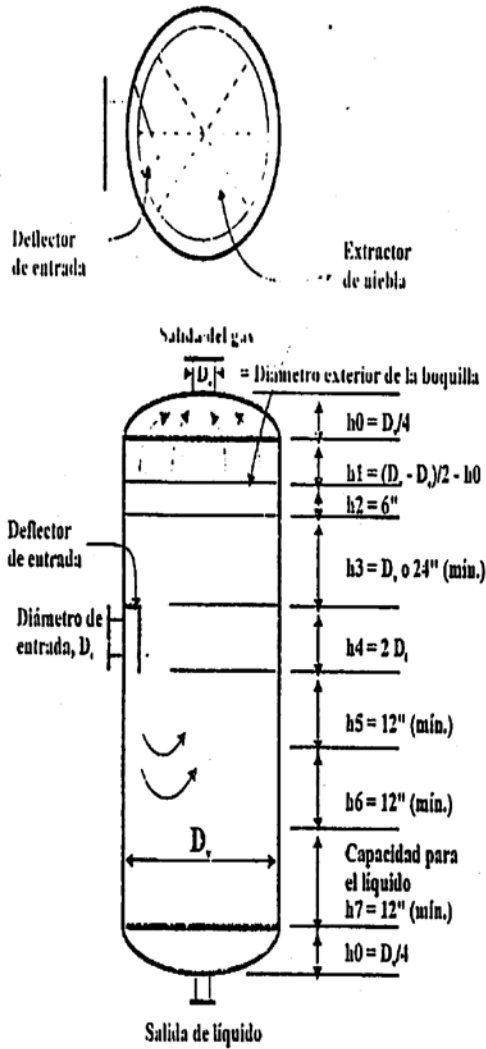
La norma PDVSA MDP – 03 – S – 03 establece que se le debe sumar un 10 % por tolerancias mecánicas, lo cual arroja por resultado una longitud total de 7,191m o 24 pies.

APÉNDICE C

REGISTRO DE FIGURAS



a) Según GPSA:



b) Según PDVSA:

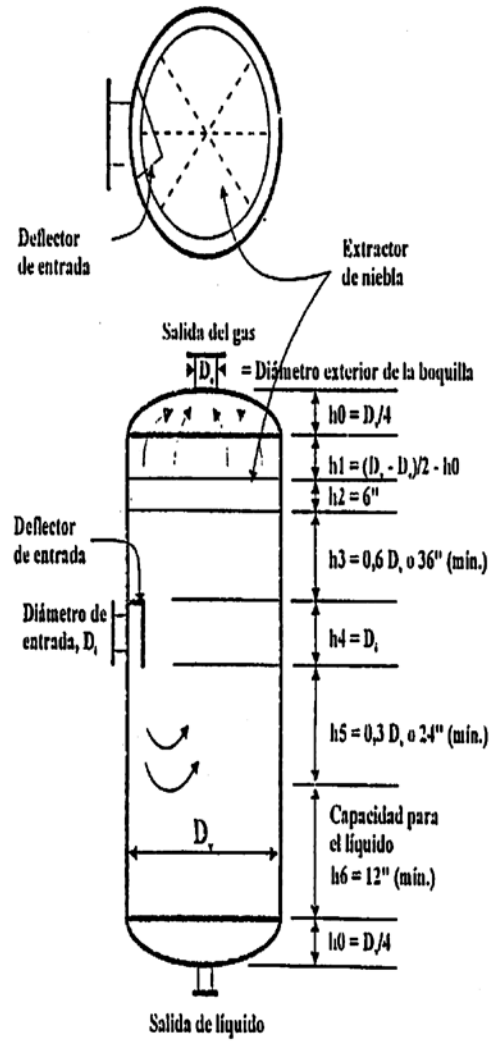


Figura C.1 Dimensionamiento de separadores verticales^[6]

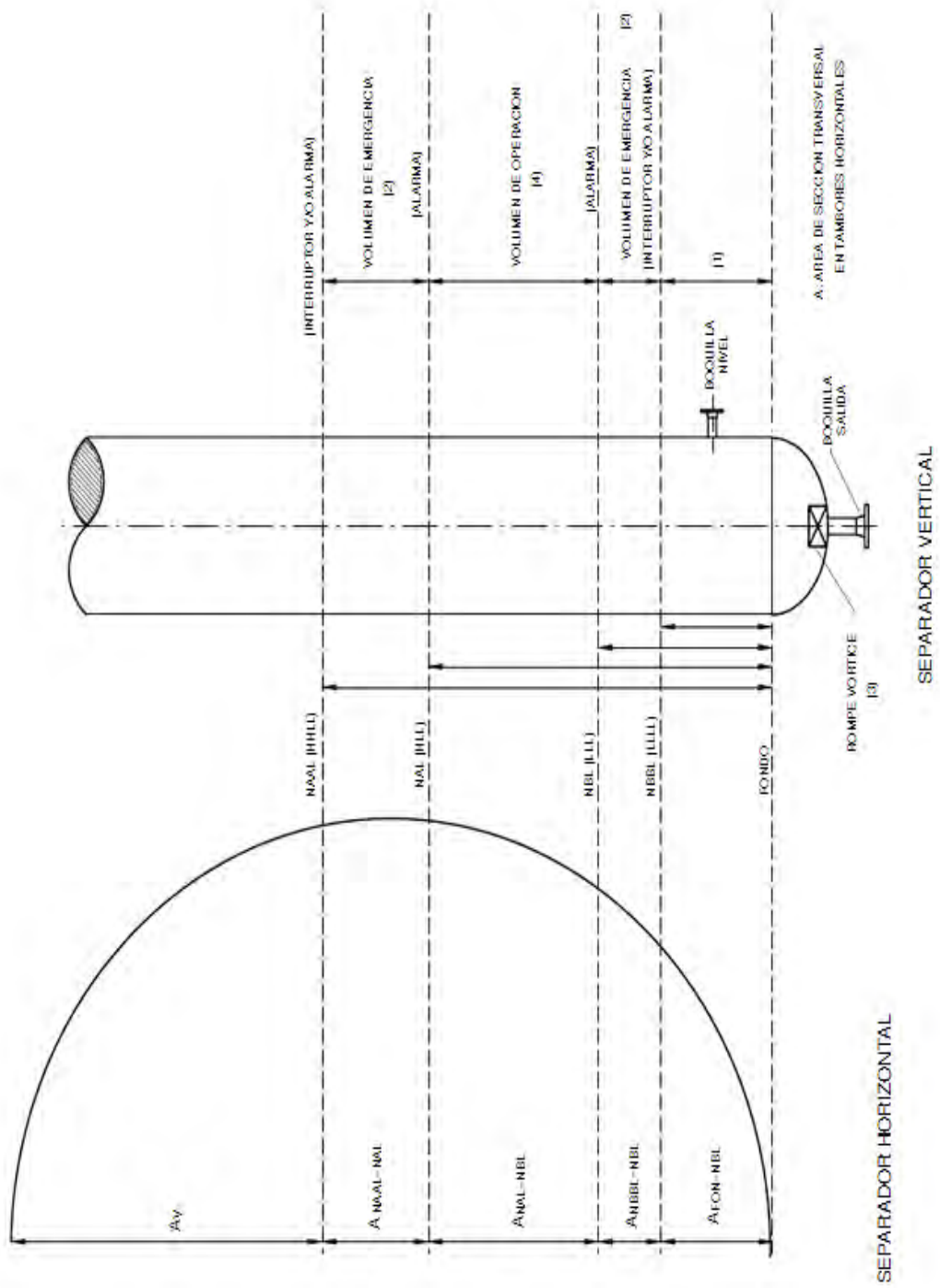


Figura C.2 Identificación de los niveles en un separador bifásico [8]

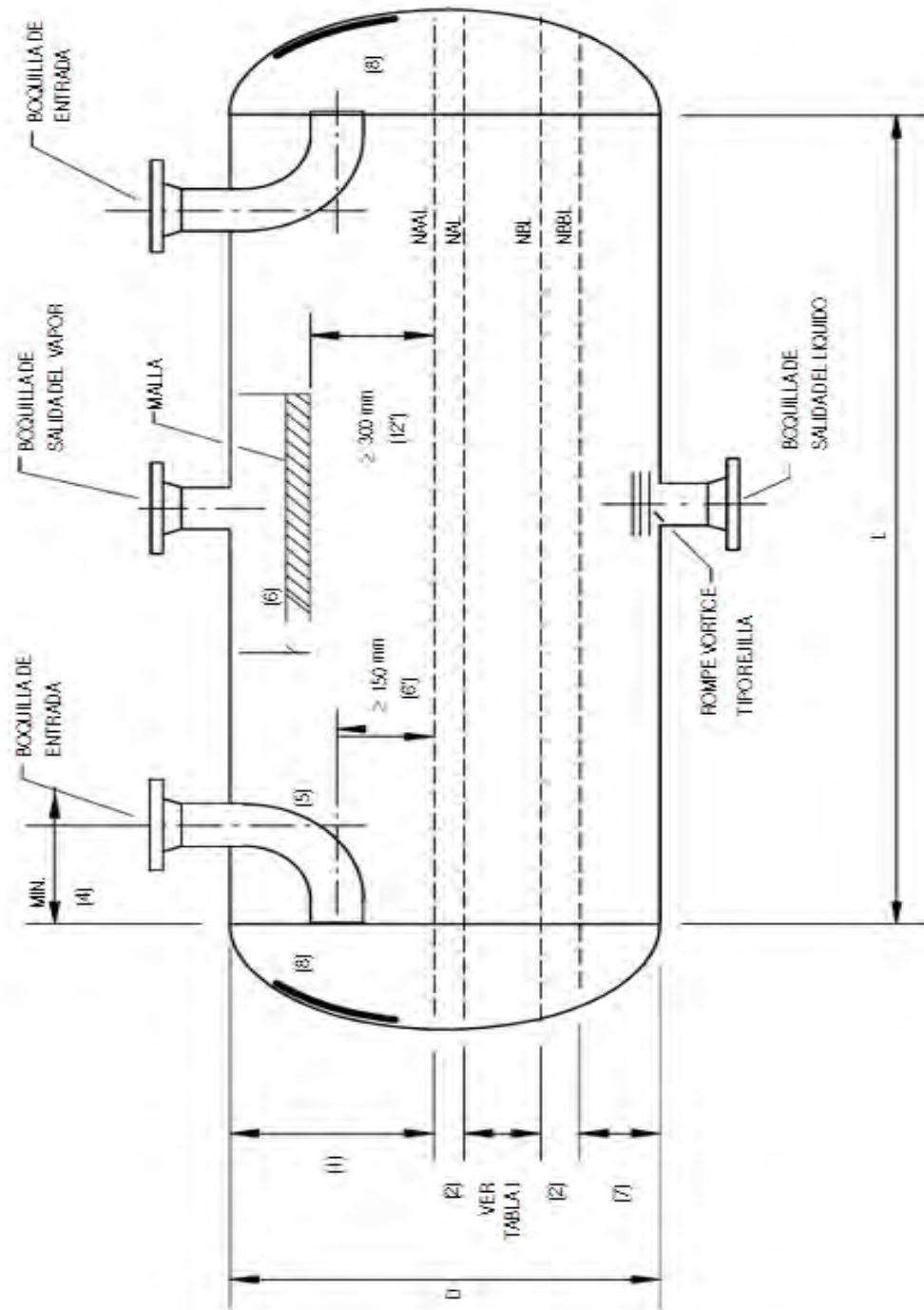


Figura C.3 Dimensiones típicas de tambores horizontales^[8]

NOTAS:

- 1 .El espacio de vapor mínimo debería ser dimensionado para 300 mm (12 pulg) o el 20% del diámetro del tambor, escogiendo en todo caso el mayor de los dos.
2. Si aplica: cinco minutos de flujo de líquido entre NAAL y NAL (igual para NBBL y NBL). Si no aplica, sólo hay NAL y NBL.
3. Si existe drenaje de agua, consultar PDVSA–MDP–03–S–05.
4. Refiérase a la Tabla 3 para tambores separadores horizontales con y sin Malla horizontal; para la sección de la boquilla de entrada. Se pueden usar una o dos boquillas para los tambores sin Malla. Los criterios de diseño para las boquillas de entrada.
5. La distancia mínima entre la Malla y la boquilla de salida del gas.
6. La distancia mínima entre el nivel bajo bajo del líquido y la boquilla de salida del líquido.
7. Se deberían instalar placas de choque, de frente a las boquillas de entrada, tipo codo de 90°, para proteger la pared del tambor. Las dimensiones recomendadas para tales placas son:

DIÁMETRO DE LA BOQUILLA

Hasta 100 mm (4 pulg)
150 mm (6 pulg)

DIÁMETRO DE LA PLACA

El doble del diámetro de la boquilla
1,5 veces el diámetro de la boquilla

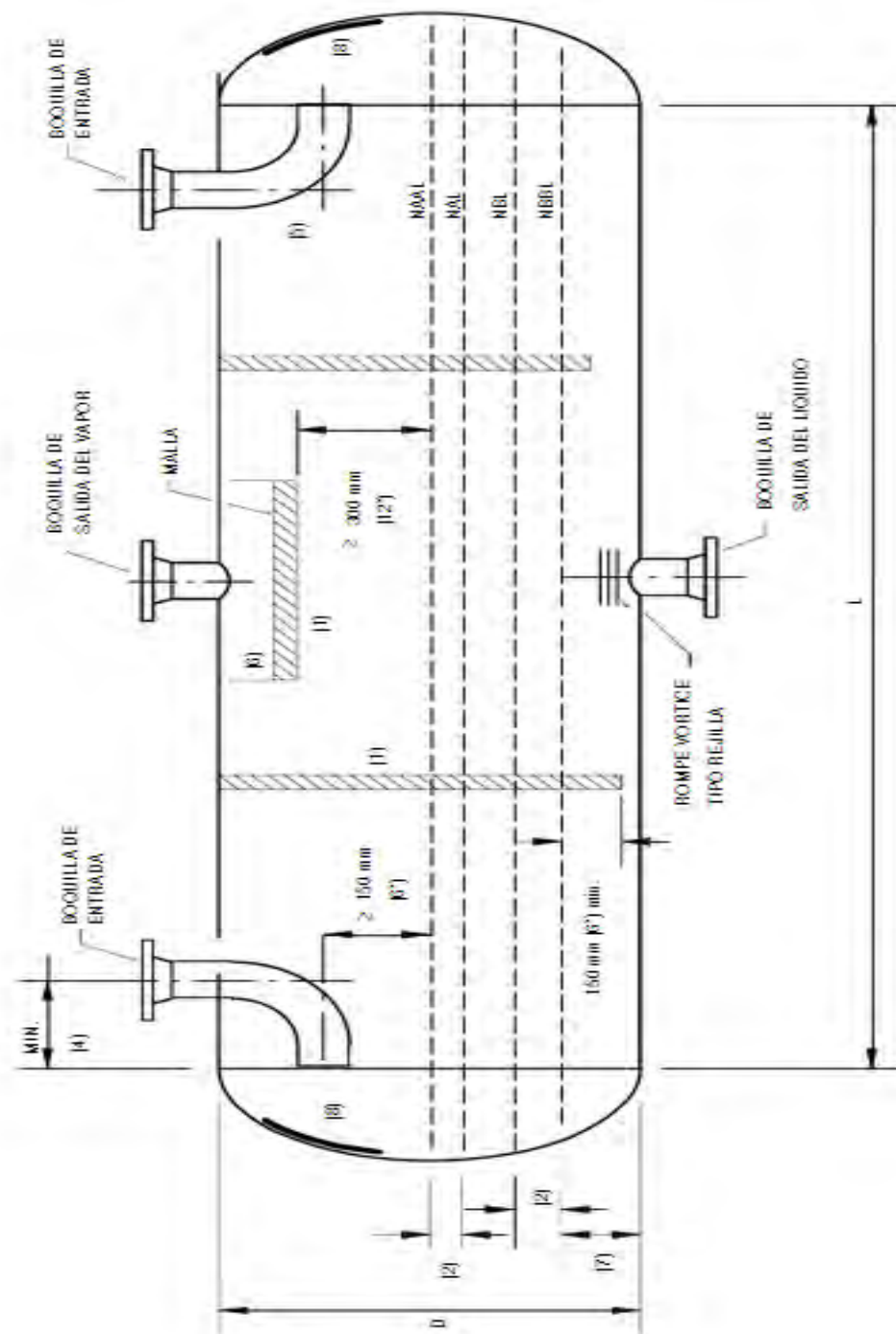


Figura C.4 Dimensiones de tambores horizontales con malla vertical y horizontal [8]

NOTAS:

1. Las áreas de las mallas vertical y horizontal para el flujo de vapor se deberían dimensionar para 125% de la velocidad crítica al flujo de diseño. El espacio de vapor mínimo se debería dimensionar para 300 mm (12 pulg) o el 20% del diámetro del tambor, escogiéndose siempre el valor mayor.
2. Si aplica: cinco minutos de flujo de líquido entre NAAL y NAL (igual para NBBL y NBL). Si no aplica, sólo hay NAL y NBL.
3. Si existe drenaje de agua, consultar PDVSA-MDP-03-S-05.
4. La distancia mínima considerando refuerzo y requerimientos de fabricación están dados en PDVSA-MID-10603.1.101 y 10603.2.002.
5. La boquilla de entrada debería consistir de un distribuidor con ranuras o de un codo de 90° en cada extremo del tambor.
6. La distancia mínima entre la malla y la boquilla de salida del gas, ver aparte 3.4.3 paso 11D.
7. La distancia mínima entre el nivel bajo del líquido y la boquilla de salida del líquido, ver aparte 3.4.1.7 C.
8. Se deberían instalar placas de choque frente a las boquillas de entrada, tipo codo de 90°, para proteger la pared del tambor. Las siguientes son las dimensiones recomendadas para tales placas

DIÁMETRO DE LA BOQUILLA

Hasta 100 mm (4 pulg)

150 mm (6 pulg) o más

DIÁMETRO DE LA PLACA

El doble del diámetro de la boquilla

1,5 veces el diámetro de la boquilla

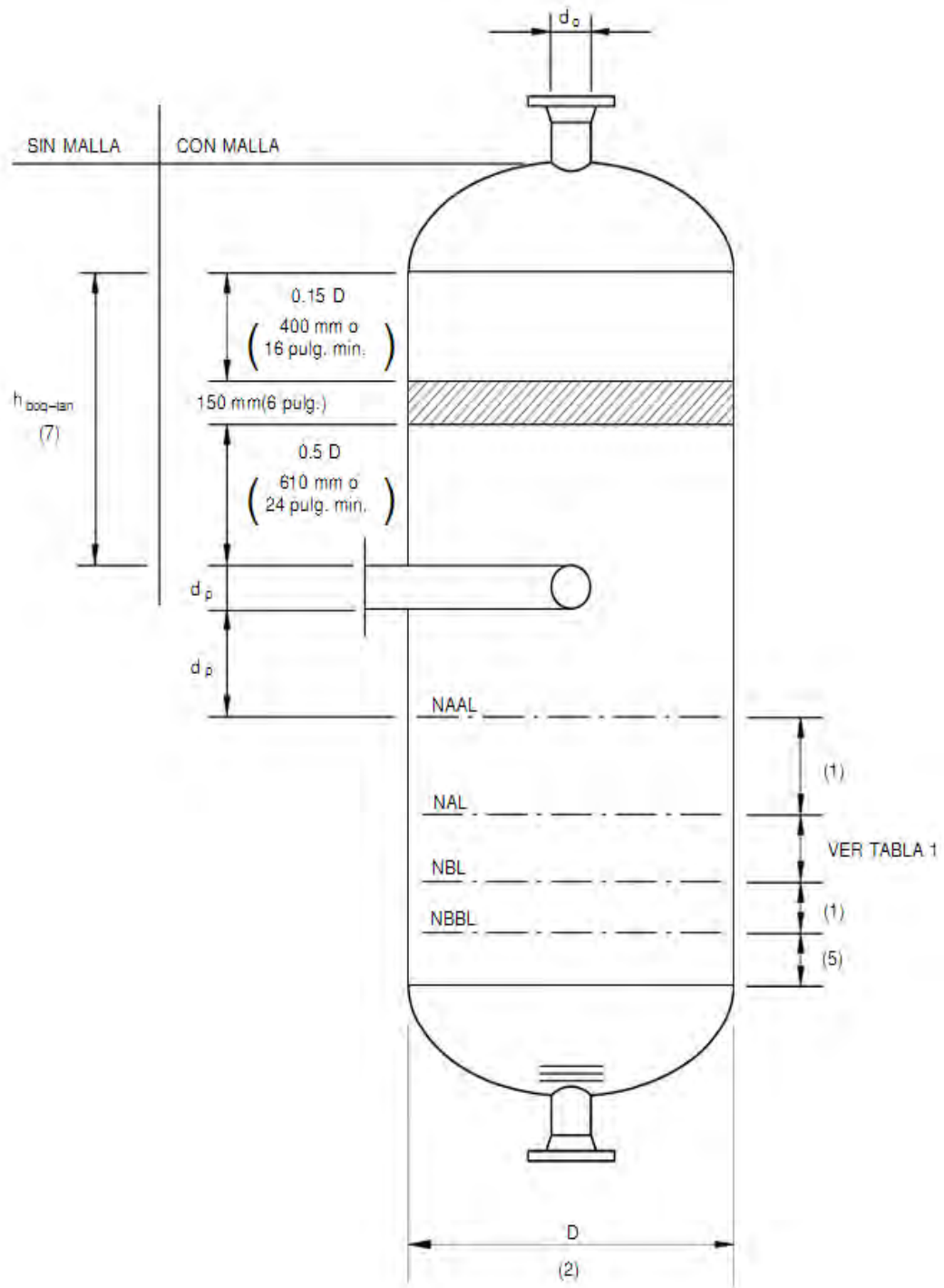
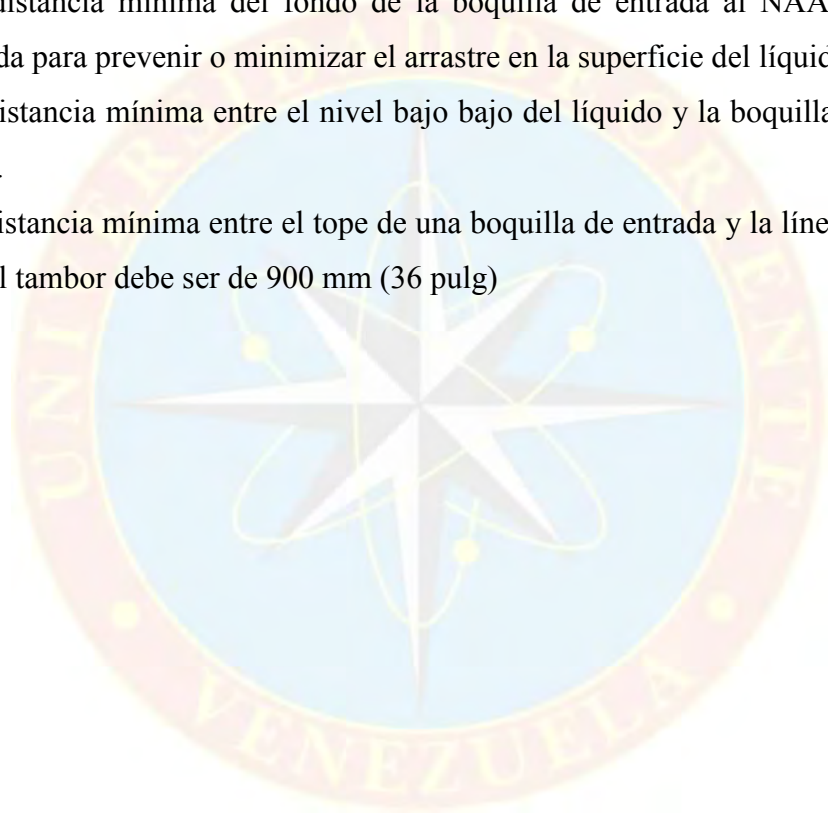


Figura C.5 Dimensiones típicas de tambores verticales [8]

NOTAS:

- 1 .Si aplica: cinco minutos de flujo de líquido entre NAAL y NAL (igual para NBBL y NBL). Si no aplica, sólo hay NAL y NBL.
2. El % recomendado de V_c se presenta en la tabla D.1.
3. El tipo de boquilla de entrada depende del servicio, ver apéndice D, tablas D.1 y D.3.
4. La distancia mínima del fondo de la boquilla de entrada al NAAL debería ser adecuada para prevenir o minimizar el arrastre en la superficie del líquido.
5. La distancia mínima entre el nivel bajo bajo del líquido y la boquilla de salida del líquido.
6. La distancia mínima entre el tope de una boquilla de entrada y la línea tangente del tope del tambor debe ser de 900 mm (36 pulg)



APÉNDICE D

TABLAS UTILIZADAS



Tabla D.1 Criterios de diseños típicos para algunos servicios específicos.

Parámetro de diseño de líquidos, tambores de destilado	Tambores de alimentación de compresores	Tambores de succión interetapas de combustible	Separadores de gas
Velocidad de vapor permisible			
% de Vc sin malla	-	-	-
% de Vc con malla(1)	100-125(2)	100-125(2)	100(2)
Volumen de operación / Tiempo de Residencia	<p>El mayor valor de:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Dimensiones mínimas de instrumento según PDVSA-MDP-(Pendiente) (Consultar MDP versión 1986, Sección 12-C, Medida y Control de Nivel; 2. Requerimiento de retención para el control del proceso (normalmente, el volumen retenido de líquido en los niveles alto y bajo de líquido debería ser 2 minutos para productos que van a almacenamiento, 15 minutos para productos alimentando una torre subsiguiente o 5 minutos para productos a ser reciclados, tomando en todo caso el mayor valor). 3. Requerimientos de inventario para arranque, parada, reabastecimiento, etc. 	<p>Diez minutos de salida de líquido proveniente de la unidad productora mas grande localizada antes del compresor.(3)</p> <p>Para tambores separadores de interetapas, se deberían suministrar 10 minutos entre NAAL y un punto localizado a una distancia de un Diámetro de tubería, por debajo de la boquilla de entrada, basados en un caudal de producción máxima de condensado entre las etapas.</p> <p>Cuando la succión proviene de los absorbedores, tome 5 minutos basados el caudal de circulación.</p> <p>Para sistemas de refrigeración, use 5 minutos basados en el caudal de flujo normal de refrigerante a la unidad de enfriamiento más grande del sistema.(3)</p>	<p>Igual o mayor que el volumen equivalente a 15 m de flujo condensado en el cabezal adyacente de combustible.(3)</p> <p>5 minutos al caudal de circulación total de aceite pobre(3), si el tambor está después de un absorbedor.</p>

Tabla D.1 Criterios de diseños típicos para algunos servicios específicos.
(continuación)

Parámetro de diseño	Tambores de alimentación de líquidos, tambores de destilado	Tambores de succión interetapas de compresores	Tambores de gas combustible	Separadores de gas
Posición normal del tambor	Horizontal	Vertical	Vertical	Vertical
Tipo de boquilla de entrada	Codo de 90° o distribuidor en "T" con ranuras	Distribuidor en "T" con ranuras.	Distribuidor en "T" con ranuras.	Distribuidor en "T" con ranuras.
Salida vapor	Boquilla simple	Boquilla simple	Boquilla simple	Boquilla simple
Salida líquido	Boquilla simple o extensión recta	Boquilla simple	Boquilla simple	Boquilla simple
Consideraciones especiales	<p>Si hay requerimientos de decantación de agua, consultar PDVSA-MDP-03-S-05.</p> <p>Si el sistema alimenta un compresor o un sistema de gas combustible, se deberían suministrar 10 minutos adicionales de retención basado en el flujo del condensado entre NAAL y un punto 150 mm (6 pulg) del borde más bajo de la boquilla de entrada. El espacio de vapor en este caso se debería dimensionar de acuerdo con los criterios correspondientes a los tambores separadores para compresores.</p>			PDVSA-MDP-08-S-01
Notas:	<p>(1) No se debería usar malla en servicio sucio</p> <p>(2) Para cada tipo específico de tambor.</p> <p>(3) Medido entre la línea tangente del fondo del tambor y un punto localizado a una distancia equivalente a un Diámetro del tubo, por debajo de la boquilla de entrada.</p>			

**Tabla D.1 Criterios de diseños típicos para algunos servicios
específicos.(continuación)**

Parámetro de diseño de no - condensables	Tambores de vapor de agua	Tambores de separación (BlowdownDrums)	Tambores de descarga
Velocidad de vapor permisible			
% de Vc sin malla	-	100	100
% de Vc con malla(1)	100(2)	-	-
Volumen de operación / Tiempo de Residencia	<p>Un tercio del volumen del generador de vapor y su red de tuberías, ó 2 minutos basados en el caudal de alimentación de agua, tomando en todo caso el más grande de los dosvalores.</p> <p>Si existe el riesgo de algún daño debido a la pérdida del nivel de agua, estipule una retención mayor, dependiendo del proceso. En diseños recientes se han suministrado alrededor de 5 a 10 minutos de retención basado en el flujo de alimentación de agua.</p>	<p>La retención por debajo del nivel bajo de líquido se basa en un flujo ascendiente de 20 mm/s (50 pulg/min), para vapores de hidrocarburos ascendiendo a través del agua. El estimado del flujo ascendiente se basa en la ecuación de flujo de asentamiento / ascenso dada en PDVSA-MDP-03-S-01.</p>	<p>Ver PDVSA-MDP-08-SD-01</p>
Posición normal del tambor	Vertical u Horizontal	Horizontal	Horizontal
Tipo de boquilla de entrada	Un distribuidor en "T" con ranuras (tambor vertical). Dos distribuidores en "T" con ranuras o dos codos de 90° con flujo dividido (tambor horizontal)	Codo de 90°	Codo de 90°
Salida vapor	Boquilla simple	Boquilla simple	Boquilla simple
Salida líquido	Boquilla simple	Boquilla simple	Boquilla simple
Consideraciones especiales		Ver PDVSA-MDP-08-SD-01	Ver PDVSA-MDP-08-SD-01

**Tabla D.1 Criterios de diseños típicos para algunos servicios
específicos.(continuación)**

Parámetro de diseño (BlowdownDrums) de condensablesdepuradores de MEA	Tambores de descarga para alimentaciones a	Tambores separadores para	Separadores de alta presión
Velocidad de vapor permisible			
% de Vc sin malla	100	-	100
% de Vc con malla(1)	-	100(2)	100-125(2)
Volumen de operación / Tiempo de Residencia	La retención de agua en el reservorio del fondo debería ser suficiente para absorber el calor de una descarga máxima de 2 minutos, sin exceder 90°C (200°F).	Use el mayor valor de: 1. Igual o mayor que el volumen equivalente a 15 m (50 pie) del líquido en la tubería 2. Una retención de diez minutos basados en la descarga combinada de líquidos provenientes de las unidades localizadas aguas arriba.	Adecuado para una separación completa de burbujas de 220 µm , basado en las ecuaciones de flujo de asentamiento (ascenso) dadas en PDVSA-MDP-03-S-01 . Altura mínima a nivel bajo de líquido = 450 mm (18 pulg).
Posición normal del tambor	Vertical	Vertical	Horizontal
Tipo de boquilla de entrada	Codo de 90°	Distribuidor en "T" con ranuras	Distribuidor en "T" con ranuras (Flujo dividido)
Salida vapor	Boquilla simple	Boquilla simple	Boquilla simple
Salida líquido	Boquilla simple	Boquilla simple	Boquilla simple
Consideraciones especiales	Ver MDP de Transferencia de Calor por Contacto directo, y PDVSA-MDP-08-SD-01		

**Tabla D.1 Criterios de diseños típicos para algunos servicios
específicos.(continuación)**

Parámetro de diseño por válvulas de ridad solamente	Tambores alimentados ridad solamente
Velocidad de vapor permisible	
% de Vc sin malla	170
% de Vc con malla(1)	-
Volumen de operación / Tiempo de Residencia	La retención de líquido es gobernada por el proceso aguas arriba y cada caso debe ser evaluado.
Posición normal del tambor	Vertical
Tipo de boquilla de entrada	Horizontal tangencial
Salida vapor	Boquilla simple
Salida líquido	Boquilla simple

Tabla D.2 Recomendaciones de diseño de boquillas de proceso.

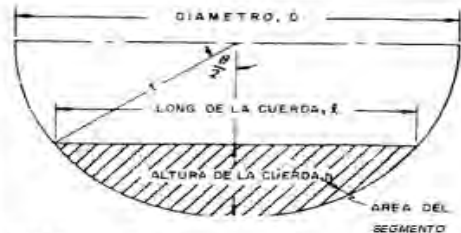
Descripción del caso	Unidades SI	Unidades Inglesas
Alimentación líquida: velocidad menor o igual que:	3 m/s	10 pie/s
Salida de líquido: seguir los criterios indicados en PDVSA-MDP(pendiente) (consultar MDP versión 1986, sección 10D-Cabezal Neto de Succión Positiva y 14B-Flujo en fase líquida), para succión de bombas, drenajes por gravedad, etc.	(pendiente)	(pendiente)
Salida de vapor: velocidad menor que:	$73,2/(\rho_G)^{1/2}$ m/s	$60/(\rho_G)^{1/2}$ pie/s
Alimentación bifásica en tambores sin malla: velocidad de la mezcla menor o igual que:	$54,9/(\rho_L)^{1/2}$ m/s	$45/(\rho_L)^{1/2}$ pie/s
Alimentación bifásica en tambores con malla: velocidad de la mezcla menor o igual que:	$73,2/(\rho_M)^{1/2}$ m/s	$60/(\rho_M)^{1/2}$ pie/s

Tabla D.3 Tipos de internos de entrada recomendados para algunos servicios específicos.

TIPO DE TAMBOR SEPARADOR	APLICACION	TIPO DE INTERNO DE ENTRADA
Vertical	<ul style="list-style-type: none"> • Todos los tambores ccmallaa • Tambores smallala, siempre y cuando el régimen de flujo en la boquilla de entrada no sea flujo tapón ni de burbuja • Cuando el régimen de flujo en la boquilla de entrada es flujo tapón o burbuja • Para un tambor alimentado solamente durante el alivio de válvulas de seguridad 	<p>Distribuidor "T" con ranuras</p> <p>Boquilla simple de entrada</p> <p>Distribuidor "T" con ranuras</p> <p>Boquillas horizontales tangenciales</p>
Horizontal	<ul style="list-style-type: none"> • Tambores ccmallaa • Tambores smallaa 	<p>Un distribuidor "T" con ranuras o un codo de 90° a cada extremo del tambor. Estas entradas deberían apuntar hacia la tapa más cercana</p> <p>Distribuidor (es) con ranuras o codo (s) de 90° apuntando hacia la tapa más cercana</p>

Tabla D.4 Longitudes de cuerdas y áreas de las secciones circulares. Alturas de la cuerda

R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*
0.030	0.341	0.0082	0.090	0.572	0.0446	0.150	0.714	0.0941	0.210	0.815	0.153	0.256	0.872	0.201	0.340	0.947	0.300
0.031	0.347	0.0082	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	0.0086	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	0.0105	0.094	0.584	0.0475	0.154	0.722	0.0977	0.214	0.820	0.157	0.258	0.876	0.205	0.348	0.952	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	0.265	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	0.745	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	0.1155	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	0.268			
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	0.1332	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	0.0395	0.143	0.700	0.0878	0.203	0.804	0.1454									
0.084	0.555	0.0403	0.144	0.702	0.0885	0.204	0.805	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									



$$R^* = \frac{\text{Altura de la cuerda}}{\text{Diámetro}} = \frac{h}{D}$$

$$L^* = \frac{\text{Long. de la cuerda}}{\text{Diámetro}} = \frac{L}{D} = \text{Sen } \frac{\theta}{2} = \text{Sen Cos}^{-1} \left(1 - \frac{2h}{D} \right)$$

$$A^* = \frac{A_{\text{segmento}}}{A_{\text{circulo}}} = \frac{r^2 (\theta - \text{Sen}\theta)}{2\pi r^2} = \frac{\theta - \text{Sen}\theta}{2\pi}; \theta = 2 \left[\text{Cos}^{-1} \left(1 - \frac{2h}{D} \right) \right], \theta \text{ en Radianes}$$

HOJA DE METADATOS

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 1/6

Título	DESCRIPCIÓN DE LAS ECUACIONES MATEMÁTICAS UTILIZADAS EN EL DISEÑO DE SEPARADORES BIFÁSICOS DE TIPO HORIZONTAL Y VERTICAL EN PARIAGUÁN, DIVISIÓN JUNÍN, CAMPO SAN CRISTÓBAL, MACOLLA II
---------------	--

Autor(es):

Apellidos y Nombres	Código CVLAC / e-mail	
Mago Cova, Iriannys Elvira	CVLAC	C.I: 18.905.317
	e-mail	snnairy@hotmail.com
Martinez Ramos, Krelia Yineth	CVLAC	C.I: 16.939.220
	e-mail	mkreliayin@hotmail.com

Palabras o frases claves:

Diseño de separadores
Separadores bifásicos
Ecuaciones matemáticas
Separadores bifásicos horizontales
Separadores bifásicos verticales

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 2/6

Líneas y sublíneas de investigación:

Área	Sub-área
TECNOLOGÍA CIENCIAS APLICADAS	PETRÓLEO

Resumen (Abstract):

Los separadores bifásicos son muy comunes en un campo petrolero, ya que representan la primera instalación del procesamiento, al cual son sometidas las mezclas de hidrocarburos. Por lo cual el presente trabajo de investigación tuvo como objetivo principal describir las ecuaciones matemáticas utilizadas en el diseño de separadores bifásicos de tipo horizontal y vertical. Para el correcto diseño de un separador se deben conocer y manejar los parámetros que afectan el comportamiento del sistema a separar. Se deben analizar exhaustivamente las propiedades tanto del gas, como las del líquido, debido a que actúan dentro del recipiente e inciden en forma directa sobre el diseño del mismo, el cual involucra la aplicación de ecuaciones matemáticas inherentes al comportamiento de los fluidos y el posterior dimensionamiento de la unidad, acorde con los criterios establecidos por las normas de PDVSA. Sobre las bases del diseño y las condiciones operacionales, los separadores horizontales y verticales se evaluaron para determinar si estaban en capacidad de operar. Un diseño inadecuado de estos dispositivos podría acarrear daños en los equipos, y reducción de la producción, ocasionando pérdidas económicas para la industria.

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 3/6

Contribuidores:

Apellidos y Nombres	Código CVLAC / e-mail	
Pino Morales; Fernando	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input checked="" type="checkbox"/> JU <input type="checkbox"/>
	CVLAC	C.I: 9.299.078
	e-mail	fpino@cantv.net
Cañizales, Fernando	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input checked="" type="checkbox"/>
	CVLAC	C.I: 5.978.843
	e-mail	feralcarg@gmail.com
De La Cruz, Carlos	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input checked="" type="checkbox"/>
	CVLAC	C.I: 12.664.336
	e-mail	cjdlco@hotmail.com

Fecha de discusión y aprobación:

Año	Mes	Día
2013	04	10

Lenguaje: spa

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 4/6

Archivo(s):

Nombre de archivo	Tipo MIME
TESIS IM-KM.DOC	MICROSOFT WORD 2010

Alcance:

Espacial: _____ (opcional)

Temporal: _____ (opcional)

Título o Grado asociado con el trabajo:

Ingeniero de Petróleo

Nivel Asociado con el trabajo: **Ingeniería**

Área de Estudio:

INGENIERÍA DE PETRÓLEO

Institución(es) que garantiza(n) el Título o grado:

UNIVERSIDAD DE ORIENTE NÚCLEO DE MONAGAS

Hoja de metadatos para tesis y trabajos de Ascenso- 5/6



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
CONSEJO UNIVERSITARIO
RECTORADO

CU N° 0975

Cumaná, 04 AGO 2009

Ciudadano
Prof. JESÚS MARTÍNEZ YÉPEZ
Vicerrector Académico
Universidad de Oriente
Su Despacho

Estimado Profesor Martínez:

Cumplo en notificarle que el Consejo Universitario, en Reunión Ordinaria celebrada en Centro de Convenciones de Cantaura, los días 28 y 29 de julio de 2009, conoció el punto de agenda "SOLICITUD DE AUTORIZACIÓN PARA PUBLICAR TODA LA PRODUCCIÓN INTELECTUAL DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE EN EL REPOSITORIO INSTITUCIONAL DE LA UDO, SEGÚN VRAC N° 696/2009".


Leído el oficio SIBI - 139/2009 de fecha 09-07-2009, suscrita por el Dr. Abul K. Bashirullah, Director de Bibliotecas, este Cuerpo Colegiado decidió, por unanimidad, autorizar la publicación de toda la producción intelectual de la Universidad de Oriente en el Repositorio en cuestión.

Comunicación que hago a usted a los fines consiguientes.

Cordialmente,


JUAN A. BOLAÑOS CUVARE
Secretario



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
SISTEMA DE BIBLIOTECA
RECIBIDO POR 
FECHA 5/8/09 HORA 5:20

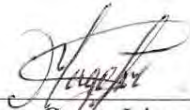
C.C: Rectora, Vicerrectora Administrativa, Decanos de los Núcleos, Coordinador General de Administración, Director de Personal, Dirección de Finanzas, Dirección de Presupuesto, Contraloría Interna, Consultoría Jurídica, Director de Bibliotecas, Dirección de Publicaciones, Dirección de Computación, Coordinación de Teleinformática, Coordinación General de Postgrado.

JABC/YGC/manuja

Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 6/6

Derechos:

Artículo 41 del REGLAMENTO DE TRABAJO DE PREGRADO (vigente a partir del II Semestre 2009, según comunicado CU-034-2009): “Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad, y solo podrán ser utilizados a otros fines, con el consentimiento del Consejo de Núcleo Respectivo, quien deberá participarlo previamente al Consejo Universitario, para su autorización”.



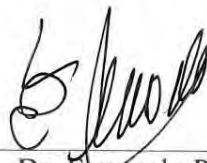
Mago Cova, Iriannys Elvira

AUTOR



Martinez Ramos, Krelia Yineth

AUTOR



Dr. Fernando Pino Morales

TUTOR