

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA



PROYECTO DE TRABAJO DE GRADO:

**“DISEÑO DE UN DEPURADOR DE GAS – LÍQUIDO PARA LA ESTACIÓN
DE FLUJO OROCUAL 1. PDVSA DISTRITO NORTE. ESTADO
MONAGAS”**

Realizado por:

BR. LEONEL JOSÉ BOUTTO VALLEJO

*Trabajo de Grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito parcial
para optar al título de*

INGENIERO MECÁNICO

Barcelona, Marzo de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA



PROYECTO DE TRABAJO DE GRADO:

**“DISEÑO DE UN DEPURADOR DE GAS – LÍQUIDO PARA LA ESTACIÓN
DE FLUJO OROQUAL 1. PDVSA DISTRITO NORTE. ESTADO
MONAGAS”**

Realizado por:

BR. LEONEL JOSÉ BOUTTO VALLEJO

ASESORES

Prof. Richard Estaba
Asesor Académico

Ing. Diony Ramírez
Asesor Industrial

Barcelona, Marzo de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA



PROYECTO DE TRABAJO DE GRADO:

**“DISEÑO DE UN DEPURADOR DE GAS – LÍQUIDO PARA LA ESTACIÓN
DE FLUJO OROCUAL 1. PDVSA DISTRITO NORTE. ESTADO
MONAGAS”**

JURADO CALIFICADOR

El jurado hace constar que asignó a esta Tesis la calificación de:



Prof. Richard Estaba
Asesor Académico

Prof. Gaetano Starlacci
Jurado Principal

Prof. Francisco García
Jurado Principal

Barcelona, Marzo de 2010

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 para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”



DEDICATORIA

Este trabajo está dedicado a los seres que me trajeron al mundo. A ella no solo porque siempre ha estado conmigo y gracias a eso nunca me faltó nada, sino también porque de ella siempre he aprendido que la tenacidad, la constancia y los sacrificios siempre tienen recompensa y no satisfecha con eso también me diste amor, **Te quiero mucho mamá**. A él porque siempre me dio a entender que podré conseguir grandes cosas, aunque no siempre estuviste, sé que parte de tí siempre estuvo, esta y siempre estará conmigo, **Te quiero mucho papá**, que dios te tenga en su gloria!!

AGRADECIMIENTOS

Primeramente a Dios por darme la oportunidad de ser quien soy en este inmenso y vasto universo.

A mi **Madre** por APOYARME, por siempre estar a mi lado, por darme amor, por darme esperanza, en fin gracias por TODO eso que siempre me has dado mamá, **aunque la palabra se queda pequeña para ti.**

A mis hermanos **Oli y Lesnel**, gracias por siempre apoyarme a distancia.

A **Nidia Flores**, porque has sido parte mí y mis decisiones importantes y siempre has creído en mí, **TE ADORO!!**

Debo, quiero y me es gustoso agradecer a mi tías Mildred Vallejo (e hijos: Miliner y Nil) y Carmen Alfonzo (e hijos: Yennis Arlot, Heilyng Edinort, Jhon Naranjo y Jhon Alfonzo) quienes en todo tiempo estuvieron pendiente de mí como mi familia querida que son...**GRACIAS..!!**

Gracias a toda esa **GENTE BUENA** que labora o laboro en la biblioteca Dr. Luis García Pellisier, personas que siempre me dieron un buen trato en el tiempo que tuve la oportunidad de prestar apoyo en las tareas que ellos realizan para el buen funcionamiento, servicio y beneficio del cual goza la población estudiantil no solo de la UDO, sino también de todo aquel que busque algo de conocimiento entre ellas se encuentra Marianellis Salazar, Vanessa Villalba, Germán González, Liduvina Alvarez, Abraham, Freddy Roques, Cleotilde Veliz, Limer Villalta, Juan Rodríguez,

María Suarez, Ayari Marcano, Alexander Rojas, Reinaldo Villaruel, Gabriela Guacaran, Malvin Inojosa y Gabriela Bemudez. A todos **GRACIAS!!**

A mis amigos y compañeros de la universidad, con los que no solo compartí una simple materia y/o la más cabilla de las materias, sino que también compartí los tragos que implican el éxito y/o repetición de la misma, o simplemente celebramos esa estupenda etapa de la vida universitaria con fiesta, playa y baile...Jeje!! Personas como: Paola y Carlos Cedeño, Orlando Rodriguez, Luis Giage, Onasis Matute, Davit Quiaro, Sheila Gámez, Angélica Lizardo, Giovanella Ríos, Simón Carrera, Nayibet Espinoza, Richard Arias, Yonni Cordero, Avi Rottenber, Alvaro Paraqueimo, José Allen, David Gonzales, Luis Daniel Henríquez, Andres Ramos, Javier Gomez, Francisco Moya, el Chacal, Luis (el gordo), entre muchos otros que no son nombrados, no porque dejen de ser importantes, sino porque tantos momentos buenos y nombres de rostros que recordar son poco más que difícil en este momento de capturar!!

Gracias al equipo de O.E.M.M supervisado por el Ingeniero Diony Ramírez de la Gerencia de Infraestructura y Procesos de Superficie de PDVSA Maturín, conformado en ese tiempo por los ingenieros José Aguilera, Nelson Bracho; Jesús Silva, Rafael Molina, José Espinoza, María Romero y Sergio Rodríguez.

Gracias al profesor Richard Estaba, quien en ningún momento titubeó al momento de aceptar asesorar de manera académica este trabajo de grado y que por medio de sus recomendaciones este trabajo se realizo con éxito. Gracias profesor

Gracias también al profesor Felix Payare, persona que en su momento apporto su grano de arena de manera muy importante en este proyecto de grado. Gracias profesor

Gracias al profesor Francisco García, quien no solo hizo algunas recomendaciones en el trabajo de tesis, sino que también prestó su apoyo el proyecto de servicio comunitario, requisito indispensable para optar al título de ingeniero mecánico. Gracias profesor!!

Gracias también la familia Guariguata quienes me recibieron en su hogar para culminar la tarea y requisito indispensable que es servicio comunitario, gracias Sra Melania, Diego Arreaza y Diomelis Arreaza.

Un agradecimiento especial a los compañeros y amigos que prestaron apoyo durante la realización de mi tesis y presentación de la misma: Miguel Bello, Gloria Bello, David Utrera (perdón Gonzales...jajaja), Milena Gutiérrez, Miller Guarín, el Toche Gamarra (jajaja...disculpa mi pana José Gamarra), Jhojanny Contreras, Diego Arreaza, Orlando Rodríguez, Paola Cedeño, Carlos Cedeño, Sheila Gamez, Nayibet Espinoza, Javier Gomez, Alvaro Ramos, Ronnel Pereira, Edgar Perez, Jonathan Hernández, José Herrera, Simón Carrera, Yennys Jimenez, Heilyng Marcano, Carmen Alfonzo, Jhon Naranjo.

Por último, GRACIAS al conglomerado de personas por las cuales está conformado el esplendido Departamento de Ingeniería Mecánica de la Universidad de Oriente Núcleo Anzoátegui

RESUMEN

El presente trabajo propone de manera detallada el cómo se debe diseñar el cuerpo un depurador de gas – líquido, para ser utilizado en la estación de flujo Orocuál 1, PDVSA Distrito Norte, Estado Monagas. En este proyecto se explicarán los fenómenos que interactúan en el funcionamiento de estos depuradores, su orientación y las diferencias entre los mismos, en particular entre dos de ellos, el convencional y el ciclónico que son los de uso más frecuente por la empresa. Se observará las consideraciones tomadas en cuenta para la selección del diseño de un dispositivo convencional, para posteriormente mostrar los cálculos que se realizaron para el dimensionamiento del equipo, en donde se utilizaron principalmente las normas de PDVSA para el diseño de éstos y cuyos valores fueron verificados mediante el uso de una herramienta computacional de cálculo llamada SEPAVERTICAL.EXE, al obtener una gran similitud entre resultados arrojados por el software y los cálculos realizados en el dimensionamiento del recipiente. También se realizó un diseño del recipiente a presión para dicho dispositivo, fundamentado en la norma ASME sección VIII, este estudio al igual que el anterior se hizo partiendo de las condiciones reales de operación a las cuales será sometido el artefacto diseñado, permitiendo seleccionar el material para el cuerpo del recipiente, las boquillas de entrada y salida de flujo, etc.

ÍNDICE

RESOLUCIÓN	IV
DEDICATORIA	V
AGRADECIMIENTOS	VI
RESUMEN	IX
ÍNDICE	X
ÍNDICE DE TABLAS	XIV
ÍNDICE DE FIGURAS	XVI
CAPÍTULO I	19
INTRODUCCIÓN	19
1.1. ASPECTOS DE LA EMPRESA	19
1.1.1. Petróleos de Venezuela S.A.....	19
1.1.2. Antecedentes.....	19
1.1.3. Objetivos de la Empresa.....	20
1.2. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL ÁREA DE ESTUDIO Y DEL PROCESO	20
1.2.1. Ubicación Geográfica.....	20
1.2.2. Planteamiento del Problema.....	21
1.2.3. Objetivos.....	24
CAPÍTULO II	25
MARCO TEÓRICO	25
2.1. ANTECEDENTES	25

2.2. ESTACIONES DE FLUJO	26
2.3. MÚLTIPLES DE PRODUCCIÓN.....	28
2.4. SEPARADORES DE PETRÓLEO Y GAS	28
2.5. TANQUES DE ALMACENAMIENTO.....	29
2.6. DEPURADORES.....	29
2.7. CLASIFICACIÓN Y DESCRIPCIÓN DE LOS SEPARADORES	30
2.8. SEPARADORES VERTICALES	30
2.9. SEPARADOR HORIZONTAL.....	31
2.10. ESTUDIO DE LOS DEPURADORES VERTICALES DE USO COMÚN POR PDVSA	33
2.10.1. Depuradores convencionales	33
2.10.2. Depuradores ciclónicos.....	35
2.11. DESCRIPCIÓN DE LOS COMPONENTES INTERNOS DE UN SEPARADOR	38
2.11.1. Deflectores	38
2.11.2. Distribuidores de entrada	39
2.11.3. Ciclones	39
2.11.4. Eliminador de niebla tipo malla.....	40
2.11.5. Eliminador de niebla tipo aleta	42
2.11.6. Eliminador de niebla tipo ciclón.....	43
2.11.7. Rompe vórtices	44
2.11.8. Placa rompe espuma	44
2.11.9. Rompe olas	44
2.12. RECIPIENTES A PRESIÓN.	44

2.13. ESFUERZOS EN RECIPIENTES DE PARED DELGADA.	45
2.14. RECIPIENTES CILÍNDRICOS.....	45
2.15. PRESIÓN DE OPERACIÓN (P_o)	49
2.16. PRESIÓN DE DISEÑO (P)	49
2.17. PRESIÓN DE PRUEBA (P_p).....	50
2.18. PRESIÓN DE TRABAJO MÁXIMO PERMISIBLE.....	50
2.19. ESFUERZO DE DISEÑO A LA TENSIÓN (S).....	50
2.20. EFICIENCIA DE SOLDADURA (E).....	51
CAPÍTULO III.....	52
METODOLOGÍA DEL TRABAJO	52
3.1. TIPO DE INVESTIGACIÓN.....	52
3.2. TÉCNICAS UTILIZADAS PARA EL DESARROLLO DEL PROYECTO. 52	
3.2.1. Entrevistas Formales e Informales.....	52
3.2.2. Observación Directa no Estructurada	52
3.2.3. Revisión Documental.....	53
3.3. MANUALES DE PROCEDIMIENTOS A UTILIZAR	53
3.4. ETAPAS DEL PROYECTO	53
3.4.1. Etapa I. Revisión Bibliográfica.....	53
3.4.2. Etapa II. Depuradores de Uso Común.	53
3.4.3. Etapa III. Diseño Conceptual del Depurador.....	54
3.4.4. Etapa IV. Software para el Cálculo de las Dimensiones del Recipiente ..	54
3.4.5. Etapa V. Diseño de Recipiente a Presión para el Depurador.....	55
3.4.6. Etapa VI. Planos del Depurador	55

3.4.7. Etapa VII. Redacción y Presentación del Trabajo.....	55
CAPÍTULO IV.....	56
DESARROLLO DEL PROYECTO	56
4.1. DEPURADORES DE USO COMÚN POR PDVSA.....	56
4.1.1. Depurador convencional y depurador ciclónico.....	56
4.1.2. Condiciones de llegada del gas a Zimca.....	57
4.2. DISEÑO DEL DIMENSIONAMIENTO DEL CUERPO DEL DEPURADOR VERTICAL	59
4.2.1. Muestra de cálculo.....	60
4.3. PAQUETE DE CÁLCULO PARA LAS DIMENSIONES DEL EQUIPO....	74
4.4. DISEÑO DEL RECIPIENTE A PRESIÓN DEL EQUIPO	79
4.4.1. Presión y temperatura de diseño.....	79
4.4.2. Materiales.....	80
4.4.3. Eficiencia de soldadura.....	81
4.4.4. Tolerancia por corrosión.....	81
4.4.5. Muestra de cálculo.....	82
CAPÍTULO V	114
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	114
5.1. CONCLUSIONES.....	114
5.2. RECOMENDACIONES	116
BIBLIOGRAFÍA.....	117
APÉNDICES.....	¡Error! Marcador no definido.

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 4.1. Condiciones de Operación	60
Tabla 4.2. Condiciones del Líquido	60
Tabla 4.3. Condiciones del Gas.....	60
Tabla 4.4. Resumen de resultados.....	73
Tabla 4.5. Comparación de valores obtenidos por ambos métodos.....	78
Continuación. Comparación de valores obtenidos por ambos métodos.	79
Tabla 4.6. Parámetros.....	81
Tabla. A.1. Dimensiones de cilindros y cabezales.....	¡Error! Marcador no definido.
Tabla B.1. Cromatografía de la mezcla.....	¡Error! Marcador no definido.
Tabla D.1. Propiedades de materiales	¡Error! Marcador no definido.
Continuación. Propiedades de materiales	¡Error! Marcador no definido.
Continuación. Propiedades de materiales	¡Error! Marcador no definido.
Tabla D.2. Propiedades de materiales	¡Error! Marcador no definido.
Tabla D.3. Propiedades de materiales	¡Error! Marcador no definido.
Tabla E.1. Clases y tipos de soldaduras	¡Error! Marcador no definido.
Continuación. Clases y tipos de soldaduras	¡Error! Marcador no definido.
Tabla E.2. Clases y tipos de soldaduras.	¡Error! Marcador no definido.
Tabla G.1. Espesores de placas	¡Error! Marcador no definido.
Tabla G.1. Continuación. Espesores de placas	¡Error! Marcador no definido.
Tabla G.2. Dimensiones de tuberías	¡Error! Marcador no definido.
Tabla I.1. Pesos de las boquillas	¡Error! Marcador no definido.

Tabla J.1. Escala de clasificación de riesgos y probabilidades anuales de excedencia de los movimientos del terreno (P1) **¡Error! Marcador no definido.**

Tabla J.2. Factor de amortiguamiento..... **¡Error! Marcador no definido.**

Tabla J.3. Factores de ductilidad..... **¡Error! Marcador no definido.**

Factores de ductilidad (continuación) **¡Error! Marcador no definido.**

Factores de ductilidad (continuación) **¡Error! Marcador no definido.**

Tabla J.4. Forma espectral tipificada y factor ϕ **¡Error! Marcador no definido.**

Tabla J.5. Valores que definen la forma del espectro **¡Error! Marcador no definido.**

Tabla M.1. Sistemas de pintura..... **¡Error! Marcador no definido.**

Tabla M.1. Sistemas de pintura (continuación) **¡Error! Marcador no definido.**

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Ubicación geográfica de la estación de flujo Orocual 1.....	21
Figura 1.2. Ubicación de las zonas relacionadas en el planteamiento del problema .	22
Figura 2.1. Diagrama de una Estación de flujo tipo.....	27
Figura 2.2. Separador trifásico horizontal.....	28
Figura 2.3. Separador trifásico vertical.....	29
Figura 2.4. Separador horizontal.....	32
Figura 2.5. Imagen de depurador convencional, Secciones de separación en un depurador vertical convencional.....	34
Figura 2.6. Dispositivo para la separación inicial.....	34
Figura 2.7. Depurador vertical con entrada tangencial.....	36
Figura 2.8. Imagen de depurador ciclónico, Secciones de separación en un depurador vertical ciclónico.....	37
Figura 2.9. Tipos de deflectores de entrada.....	39
Figura 2.10. Dispositivo de separación tipo ciclón.....	40
Figura 2.11. Figura de una malla.....	41
Figura 2.12. Aspecto real de un eliminador de niebla tipo malla de alambre.....	42
Figura 2.13. Eliminador de niebla tipo aleta.....	42
Figura 2.14. Comportamiento de esfuerzos en recipientes de pared delgada.....	45
Figura 2.15. Esfuerzos principales.....	46
Figura 2.16. Círculo de Mohr.....	48
Figura 4.2. Resultados del diseño en el software SEPAVERT.EXE.....	74
Figura 4.4. Resultados del diseño en el software SEPAVERT.EXE.....	76

Figura 4.5. Comparación de las alturas obtenidas por ambos métodos.	77
Figura 4.6. Esfuerzos circunferenciales en recipientes de pared delgada.	82
Figura 4.7. Esfuerzos longitudinales en recipientes de pared delgada.....	83
Figura 4.8.Ejemplificación de cargas en un recipiente vertical	100
Figura 4.8. Deflexión en un recipiente vertical.....	112
Figura C.1. Ventana de acciones del software SEPAVERT.EXE. ¡Error! Marcador no definido.	
Figura C.2. Ventana de parámetros a considerar en el software SEPAVERT.EXE. ¡Error! Marcador no	
Figura C.3. Ventana de variables a introducir en el software SEPAVERT.EXE. ¡Error! Marcador no d	
Figura C.4. Ventana de variables a introducir en el software SEPAVERT.EXE. ¡Error! Marcador no d	
Figura C.5. Ventana de guardar archivo en el software SEPAVERT.EXE. ¡Error! Marcador no defini	
Figura C.6. Ventana de búsqueda de archivo en el software SEPAVERT.EXE. ¡Error! Marcador no d	
Figura C.7. Verificación de datos en el software SEPAVERT.EXE. ¡Error! Marcador no definido.	
Figura C.8. Verificación de datos en el software SEPAVERT.EXE. ¡Error! Marcador no definido.	
Figura C.9. Verificación de datos en el software SEPAVERT.EXE. ¡Error! Marcador no definido.	
Figura C.10. Resultados del diseño en el software SEPAVERT.EXE. ¡Error! Marcador no definido.	
Figura C.11. Resultados del diseño en el software SEPAVERT.EXE. ¡Error! Marcador no definido.	
Figura C.12. Resultados del diseño en el software SEPAVERT.EXE. ¡Error! Marcador no definido.	
Figura C.13. Resultados del diseño en el software SEPAVERT.EXE. ¡Error! Marcador no definido.	
Figura E.1. Categorías de soldaduras. ¡Error! Marcador no definido.	
Figura E.2. Tipos de soldaduras. ¡Error! Marcador no definido.	
Figura F.1. Tolerancia por corrosión..... ¡Error! Marcador no definido.	
Figura H.1. Para refuerzos en recipientes sometidos a presión; ¡Error! Marcador no definido.	
Figura H.2. Para refuerzos en recipientes sometidos a presión; ¡Error! Marcador no definido.	

Figura H.3. Para refuerzos en recipientes sometidos a presión; **Error! Marcador no definido.**

Figura H.4. Para refuerzos en recipientes sometidos a presión; **Error! Marcador no definido.**

Figura H.5. Para refuerzos en recipientes sometidos a presión; **Error! Marcador no definido.**

Figura J.1. Mapa amenaza sísmica, valores de a^*; **Error! Marcador no definido.**

Figura J.2. Mapa amenaza sísmica, valores de γ; **Error! Marcador no definido.**

Figura K.1. Orejas de izaje.....; **Error! Marcador no definido.**

Figura K.2. Orejas de puesta a tierra.....; **Error! Marcador no definido.**

Figura L.1. Bridas; **Error! Marcador no definido.**

Figura L.2. Cuellos soldables.....; **Error! Marcador no definido.**

Figura M.1. Sistemas de pintura; **Error! Marcador no definido.**

Figura M.2. Sistemas de pintura; **Error! Marcador no definido.**

Figura M.3. Esquemas de colores; **Error! Marcador no definido.**

Figura M.4. Esquemas de colores; **Error! Marcador no definido.**

Figura K.1. Hoja de datos del cuerpo del depurador..; **Error! Marcador no definido.**

Planos de detalle del recipiente.....; **Error! Marcador no definido.**

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1. Aspectos de la empresa

1.1.1. Petróleos de Venezuela S.A.

Es la empresa energética, propiedad de la República Bolivariana de Venezuela, que se encarga del desarrollo de la industria petrolera, petroquímica y carbonífera. Su misión específica es la de sustentar y apoyar el desarrollo económico y social del país utilizando al máximo todos los recursos de hidrocarburos. Esto implica tener responsabilidad de prever y mejorar los requerimientos de hidrocarburos que necesita el país, tanto para el consumo interno como para satisfacer las necesidades de exploración, cumplir con los requerimientos sociales, comunitarios y conservacionistas, contribuir a fomentar la eficiencia y profesionalismo de la industria, asegurar la disponibilidad, desarrollo y optima utilización de los recursos requeridos.

Con la creación de la figura de PDVSA, es el estado venezolano el único accionista de esta gran industria, el cual está representado por el Ejecutivo Nacional, y éste, por los organismos del Ministerio de Energía y Petróleo, siendo éste último el que fija las políticas que rigen la gestión y administración de la empresa.

1.1.2. Antecedentes

El 14 de diciembre de 1922 comenzaron las actividades petroleras en Venezuela, a partir de ese momento este mineral es descubierto en el norte del Estado Anzoátegui y en el área del Lago de Maracaibo. En el año de 1923 en el Estado de Delaware (USA), se forma la Venezuela Oil Company S.A. para desarrollar actividades petroleras en el país bajo la denominación Gulf Oil Company.

Petróleos de Venezuela S.A. (PDVSA), fue creada en 1976 a través de la Nacionalización del Petróleo y desde entonces se ha convertido en una de las corporaciones energéticas más importantes del mundo.

Para el año de 1998 se realizó un proceso de transformación en la industria petrolera con el fin de reducir costos y conformar así una sola empresa denominada PDVSA Petróleo y Gas, que cuenta con dos divisiones operacionales: PDVSA Exploración, Producción y Mejoramiento, que se encarga de explorar, explotar y producir crudo y gas. PDVSA Manufactura y Mercadeo, encargada del negocio de refinación y venta al mercado interno y/o externo. Ambas divisiones son apoyadas por la división PDVSA Servicios que le da soporte a las actividades medulares del negocio.

1.1.3. Objetivos de la Empresa

El objetivo principal de PDVSA, radica en la integración de actividades de exploración, producción, refinación, y comercialización nacional e internacional de crudo, gas natural y productos derivados del proceso de refinación de los hidrocarburos. Luego de dos décadas de actividades, PDVSA se ha constituido en una Corporación de primera línea en el ámbito nacional e internacional, ocupa una posición relevante entre las empresas del mundo por sus niveles de producción, reservas, capacidad instalada de refinación y ventas.

Estratégicamente PDVSA Explotación, Producción y Mejoramiento se encuentra dividida en tres grandes regiones extendidas a lo largo de la geografía nacional (Occidente, Oriente y Sur) y cada región está dividida en distritos, los cuales tienen bajo su responsabilidad la explotación de los diferentes campos a través de las Unidades de Explotación.

1.2. Descripción general del área de estudio y del proceso

1.2.1. Ubicación Geográfica

La Estación de Flujo Orocuál 1 (EF-ORC-01) está ubicada en el Campo Orocuál de los Mangos, perteneciente al municipio Piar, al norte del Estado Monagas (ver figura 1.1), la cual está constituida por las Plantas Compresoras Orocuál 2, 3, 4, y la Planta Deshidratadora Orocuál 1.



Figura 1.1. Ubicación geográfica de la estación de flujo Orocuál 1. [Fuente Propia]

1.2.2. Planteamiento del Problema

En la actualidad, la EF-ORC-01 suministra gas natural a la compañía ZIMCA, que a su vez distribuye el gas a distintas partes de la zona industrial en Maturín, a través de un gasoducto que se dirige hacia Jusepín y tiene una conexión que llega al múltiple de transferencia ubicado en la Toscana de donde recibe el gas la compañía antes mencionada (ver figura 1.2).



Figura 1.2. Ubicación de las zonas relacionadas en el planteamiento del problema. [Fuente Propia]

En el múltiple de la Toscana, este gas experimenta una caída de presión de 1200 - 1250 psig (libras sobre pulgadas cuadradas manométricas) hasta 500 - 640 psig, mediante una válvula reductora de presión. En este cambio de presión, ocurre la formación de condensados, producto de la disminución de temperatura en el gas, como consecuencia de la expansión sufrida por este. Los líquidos contenidos en el gas originados en el proceso de expansión, se extraen en el depurador DG-01, donde ocurre la separación en la fase líquida y gaseosa. Este depurador está fabricado para unas condiciones de diseño de 260 °F y 1870 psig, con una capacidad para manejar 60 MMPCND (millones de pies cúbicos normales por días) de gas, sin embargo el equipo opera normalmente entre 50 - 80 °F y 500 - 640 psig, manejando un flujo de operación que se encuentra entre los 11- 20 MMPCND como flujo máximo, el cual es enviado actualmente desde el Múltiple La Toscana hasta la empresa ZIMCA. El condensado que sale del depurador DG-01, aproximadamente 41,74 BPD en promedio, es regulado por la válvula controladora de nivel LCV-4501 y luego el

condensado es medido a través del medidor de flujo FE-4501; enviado a través de una tubería de 3 pulg de diámetro a un sistema de recolección de líquidos/condensados ubicado en Jusepín.

Actualmente esta línea de líquidos/condensados se encuentra fuera de servicio por deterioros en la misma, y la nueva manera que se adoptó para coleccionar los líquidos/condensados consiste en tomar los condensados producidos por el DG-01 y desviarlos a un tanque de almacenamiento (se encuentra el múltiple de la Toscana), donde luego son recogidos por camiones cisterna y trasladados al sistema de recolección de líquidos en Jusepín; creando condiciones inseguras al personal que opera en el múltiple la Toscana, riesgos de atmósfera peligrosa por la fuga de vapores, problemas de contaminación ambiental e incremento de costos operacionales y transporte.

Para darle solución a tal inconveniente se tiene previsto el diseño, la construcción e instalación por parte de PDVSA de un nuevo depurador que trabaje a las condiciones de operación ya establecidas por el proceso y colocarlo en la EF-ORC-01, donde se encuentran los equipos necesarios para el manejo y tratado de los productos condensados, evitando así las condiciones existentes en la actualidad. Esto también permitirá a PDVSA disponer de este nuevo depurador sin sacar fuera de servicio el existente en el múltiple de la Toscana, evitando de esta forma no interrumpir el flujo de gas a la Zona Industrial de Maturín.

Este trabajo tiene solo como propósito plantear una propuesta del diseño del cuerpo de un depurador. Tal equipo se diseñará para que cumpla con las condiciones de operación y se hará con la ayuda de principios técnicos encontrados en los Manuales de Diseño de Procesos para tambores separadores, en los Manuales de Ingeniería de Diseño para recipientes a presión (por los que se rige la normativa de PDVSA), entre otros.

Así la empresa PDVSA contará con una buena parte de la ingeniería conceptual, básica y de detalles que se realizará en este trabajo, a la hora de poner en marcha el proyecto de construcción del nuevo depurador y solucionar todos los problemas e inconvenientes ya mencionados.

1.2.3. Objetivos

1.2.3.1. Objetivo general

Diseñar el cuerpo de un depurador de gas – líquido para la Estación de Flujo Orocuál 1, PDVSA Distrito Norte, Estado Monagas.

1.2.3.2. Objetivos específicos

1. Estudiar los depuradores de uso común por PDVSA, para la selección del diseño del equipo que mejor se adapte a las condiciones del sistema.
2. Efectuar el diseño conceptual del recipiente en función de las condiciones de operación del proceso.
3. Aplicar un software de computación que respalde los resultados obtenidos en el cálculo de las dimensiones del equipo.
4. Realizar el diseño de recipientes a presión del equipo bajo las condiciones de operación.
5. Elaborar los planos de detalle del equipo de depuración de gas natural.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes

- García Antonio, (2005). **“Evaluación del sistema de depuración ciclónico vs sistema convencional, para recomendar la utilización de la mejor tecnología en las instalaciones de flujo del Tejero y Santa Barbara de la empresa PDVSA, en el Distrito Norte Punta de Mata, Estado Monagas”**. En este trabajo se evaluó el depurador convencional de la estación de flujo del Tejero y el depurador ciclónico de la estación de flujo de Santa Barbará. Tal evaluación se hizo por medio del uso del simulador “Hysys 3,01” y también mediante el monitoreo y medición del arrastre de partículas a la salida de los dos tipos de equipos ya mencionados. Esto se hizo con el propósito de ratificar que tecnología es más eficiente, al culminar con este proyecto se dio a concluir por medio de los dos métodos de evaluación que los depuradores ciclónicos son más eficientes que los depuradores convencionales. La revisión de este trabajo ayuda a tomar la decisión sobre qué tipo de depurador se debe seleccionar en este tema de tesis, lo que se podría tomar como una semejanza entre ambos trabajos. La diferencia más resaltante es que en este trabajo no se diseño el sistema de depuración, ya era un sistema existe en las estaciones de flujo ya mencionadas, y en el presente trabajo si se plantea el diseño [1].
- Guerrero Milco, (2005). **“Diseño de un dispositivo que permita la separación de las partículas sólidas y líquidas arrastradas por la corriente gas que despachan los separadores gas- liquido, en la estación de descarga Musipan del Distrito Norte PDVSA Estado Monagas”**. En este trabajo se elaboró el diseño conceptual de un equipo que pueda limpiar más aun una corriente de gas

que arrastrase partículas de líquidos y sólidos, tal equipo debe funcionar bajo un principio mecánico, el cual consiste en el giro de aspas colocadas transversalmente al flujo de gas, cortando así y poniendo en contacto los álabes de las aspas con las partículas dispersas en el gas, para ello fue importante constatar todo el proceso de separación de gas natural, hidrocarburos, líquidos condensados y equipos involucrados en el proceso. Logrando de esta manera concluir no solo que el dispositivo diseñado está en capacidad conceptual de separar el gas de cualquier cantidad de partículas dispersas en el seno del mismo, sino que también se estableció que el equipo debe estar conectado a la salida de los depuradores de gas. Al estudiar este trabajo quizás se podría conseguir información de apoyo para el diseño que se pretende plantear en este trabajo, de lo contrario no tendría semejanzas (en cuanto a diseño conceptual se trata) con el proyecto que aquí se presenta, no obstante, permite conocer que pueden existir equipos que se encarguen de disminuir muchos más el arrastre de partículas en el gas provenientes de un depurador [2].

- Uricare Jairo, (2007). “**Diseño conceptual de separadores y depuradores bifásicos verticales**”. En esta tesis se hizo el dimensionamiento o diseño conceptual de un depurador convencional, con orientación vertical. Para conseguir lo propuesto se aplicaron los códigos y normas para el diseño de tambores separadores de líquido vapor. Debido a que los equipos de ambos proyectos se deben regir bajo el principio de las mismas normas y códigos, la revisión de este trabajo antecedente deja muchas expectativas abiertas para el buen desenvolvimiento de los cálculos que se deben realizar para el diseño del equipo que se quiere en el presente proyecto [3].

2.2. Estaciones de flujo

El concepto de estación de flujo, se refiere al conjunto de equipos interrelacionados para recolectar, separar, almacenar temporalmente y bombear los fluidos provenientes de los pozos ubicados en su vecindad, ver figura 2.1.

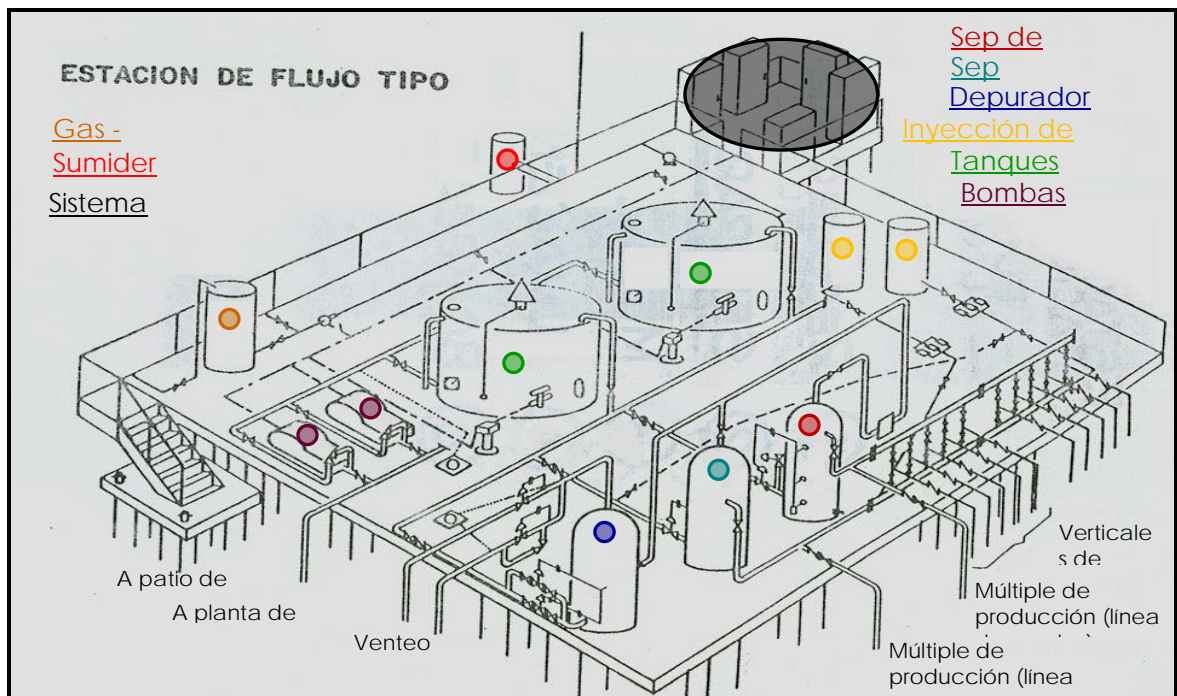


Figura 2.1. Diagrama de una Estación de flujo tipo. [Fuente Propia]

Una vez que los pozos cercanos entre si y de un área determinada son puestos en producción, la mezcla (crudo-gas-agua-arena) extraída de ellos se hace concurrir en un múltiple de producción general, a partir de aquí el flujo es dirigido hacia los separadores, estos pueden ser verticales u horizontales según sea el caso, una vez dentro del mismo el crudo sufre los efectos de la gravedad y sale por la parte inferior del recipiente para ser enviado a otros tanques para su posterior tratamiento. En cuanto al gas, éste sale por la parte de arriba de los separadores y es conducido a través de tuberías hasta los **depuradores**, los cuales no son más que separadores (verticales u horizontales dependiendo del requerimiento) dentro de los cuales decanta el líquido por diferencia de densidad con el gas. Una vez que el gas sale de

los depuradores generalmente es enviado a través de gasoductos a plantas compresoras.

2.3. Múltiples de producción

Son arreglos mecánicos de tuberías y válvulas que consisten, generalmente, en varios tubos colocados en posición horizontal, paralelos uno con respecto al otro y conectados a cada una de las líneas de flujo, su función es recolectar la producción de los pozos que llegan a las estaciones de flujo y distribuirlo para los diferentes procesos del sistema tales como: sistemas de baja, intermedia o alta presión así como para los sistemas de separación.

2.4. Separadores de petróleo y gas

La principal función de estos equipos es separar el crudo del gas. Sin embargo, existen separadores que pueden también disgregar el agua, el gas y tiende a eliminar arena y otros sedimentos del petróleo, esto depende del diseño y el tipo de separador. En último caso el petróleo tiende a retener el agua y parte del sedimento.

Los separadores son fabricados en tres tipos básicos:

- 1) Cilíndrico horizontal, ver figura 2.2.
- 2) Cilíndrico vertical, ver figura 2.3.
- 3) Esféricos.

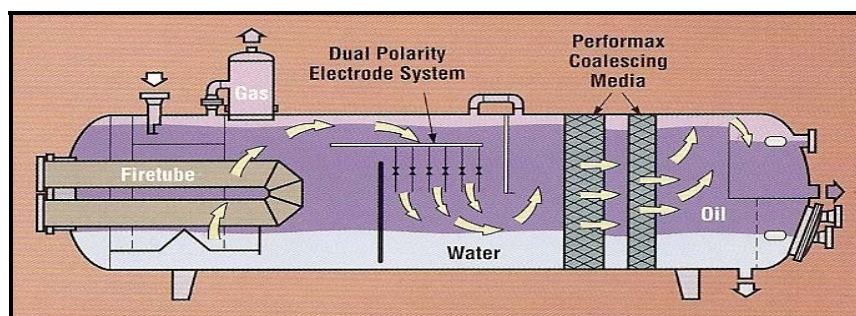


Figura 2.2. Separador trifásico horizontal. [16]

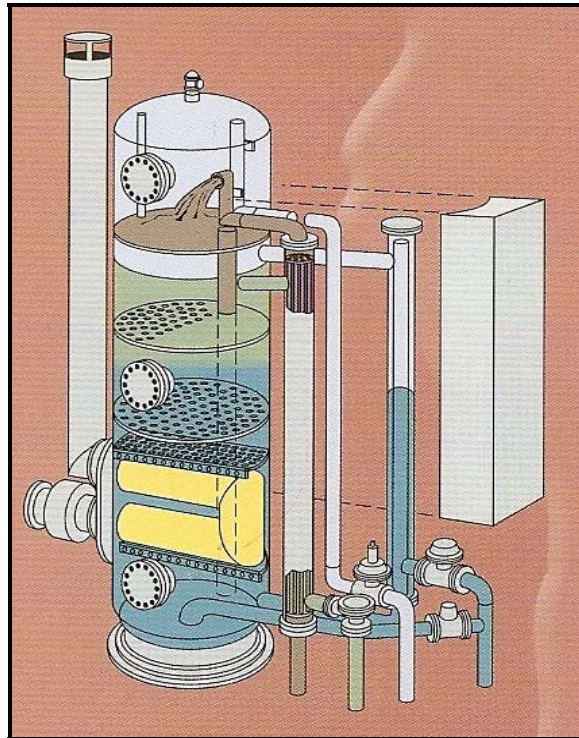


Figura 2.3. Separador trifásico vertical. [16]

2.5. Tanques de almacenamiento

Los tanques de almacenamiento son recipientes cuya función es contener un volumen específico de crudo que ha sido tratado para su posterior despacho. Estos cuentan con sensores de nivel para el monitoreo y control de llenado y vaciado.

Por otra parte los tanques de almacenamiento poseen válvulas de vacío-venteo, cuyo objetivo es permitir la entrada de gases atmosféricos en acciones de vaciado y garantizar la salida de gases del interior del tanque durante operaciones de llenado. Esta función evita la deformación de los tanques de almacenamiento debido a los esfuerzos generados por el desplazamiento de los fluidos.

2.6. Depuradores

Al igual que los separadores, los depuradores son equipos presurizados (recipientes a presión), estos últimos son diseñados bajo condiciones específicas que permitan la

separación de dos fases. La función básica de un depurador es remover las pequeñas cantidades de hidrocarburos condensados que son arrastradas por una mezcla que es predominantemente gaseosa a la salida de los separadores crudo-gas. Estos dispositivos entran dentro de la descripción de separadores, por lo que a partir de ahora en este trabajo se usará el término separador como sinónimo de depurador.

2.7. Clasificación y descripción de los separadores

Los separadores pueden clasificarse, según su forma en:

- Separadores cilíndricos
- Separadores esféricos
- Separadores de dos barriles

También los separadores cilíndricos pueden clasificarse según su orientación en:

- Separadores verticales
- Separadores horizontales

Otra clasificación sería de acuerdo a la manera de inducir físicamente la separación:

- Separadores por gravedad (típico separador vertical gas-líquido)
- Separadores por impacto (separadores de filtro)
- Separadores por fuerza centrífuga (separadores centrífugos)

2.8. Separadores verticales

En estos equipos, la fase pesada decanta en dirección opuesta al flujo vertical de la fase liviana (ver figura 2.5). Por consiguiente, si la velocidad de flujo de la fase liviana excede levemente la velocidad de decantación de la fase pesada, no se producirá la separación de fases, a menos que esta fase pesada coalesca en una gota más grande [4]. Entre las ventajas y desventajas del separador vertical están:

2.8.1. Ventajas

- Normalmente empleados cuando la relación gas o vapor–líquido es alta y/o cuando se esperan grandes variaciones en el flujo de vapor/gas.
- Mayor facilidad, que un tambor horizontal, para el control del nivel del líquido, y para la instalación física de la instrumentación de control, alarmas e interruptores.
- Ocupa poco espacio horizontal.
- La capacidad de separación de la fase liviana no se afecta por variaciones en el nivel de la fase pesada.
- Facilidad en remoción de sólidos acumulados.

2.8.2 Desventajas

- El manejo de grandes cantidades de líquido, fuertes variaciones en la entrada de líquido, ó separación líquido–líquido, obliga a tener excesivos tamaños de recipientes, cuando se selecciona esta configuración.
- Requieren mayor diámetro, que un tambor horizontal, para una capacidad dada de gas.
- Requieren de mucho espacio vertical para su instalación
- Fundaciones más costosas cuando se comparan con tambores horizontales equivalentes.
- Cuando hay formación de espuma, o quiere desgasificarse líquido ya recolectado, se requieren grandes volúmenes de líquido y, por lo tanto, tamaños grandes de tambores verticales.

2.9. Separador horizontal

En estos equipos, la fase pesada decanta perpendicularmente a la dirección horizontal de flujo de la fase liviana (ver figura 2.4), permitiendo que la fase liviana continua pueda viajar a una velocidad superior a la velocidad de decantación de la fase pesada

discontinua (hasta un cierto límite). Entre las ventajas y desventajas de este tipo de separadores están [4]:

2.9.1. Ventajas

- Normalmente empleados cuando la relación gas ó vapor–líquido es baja.
- Requieren de poco espacio vertical para su instalación.
- Fundaciones más económicas que las de un tambor vertical equivalente.
- Por lo general, son más económicos.
- Requieren menor diámetro, que un tambor vertical, para una capacidad dada de gas.
- Manejan grandes cantidades de líquido, fuertes variaciones en la entrada de líquido, ó separación líquido–líquido, optimizando el volumen de operación requerido.
- Los volúmenes de retención facilitan la desgasificación de líquido y el manejo de espuma, si se forma.

2.9.2. Desventajas

- Variaciones de nivel de la fase pesada afectan la separación de la fase liviana.
- Ocupan mucho espacio horizontal.
- Difícil remoción de sólidos acumulados (Necesidad de inclinar el recipiente ó añadir internos como tuberías de lavado)

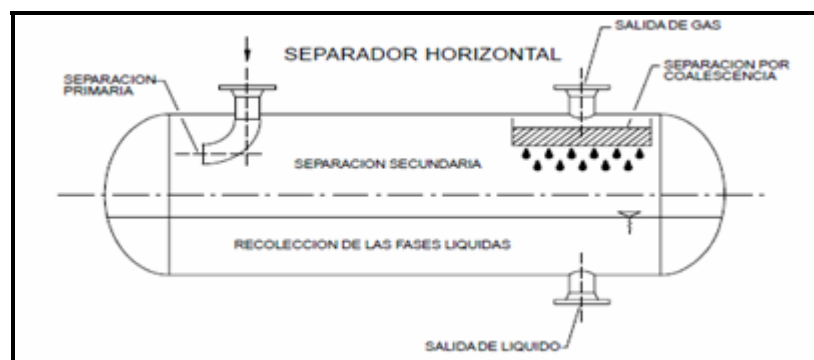


Figura 2.4. Separador horizontal. [4]

2.10. Estudio de los depuradores verticales de uso común por pdvsa

Para realizar el estudio de este tipo de equipos (Depuradores Verticales) se describirá el funcionamiento de dos de ellos, depurador convencional y depurador ciclónico ó centrifugo, de los cuales se tiene el conocimiento, se encuentran en operación para manejo de gas condensados en las estaciones de flujo del distrito norte de PDVSA, Maturín, estado Monagas.

2.10.1. Depuradores convencionales

El funcionamiento de estos depuradores se basa en los principios fundamentales considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos, los cuales son: el momentum ó cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia [4].

En el proceso de separación para el caso de mezclas vapor-líquido, la mezcla de fases entra al separador y, choca contra un aditamento interno ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación gruesa de las fases. Seguidamente, en la sección de decantación (espacio libre) del separador, actúa la fuerza de gravedad sobre el fluido permitiendo que el líquido abandone la fase vapor y caiga hacia el fondo del separador (sección de acumulación de líquido). Esta sección provee del tiempo de retención suficiente para que los equipos aguas abajo puedan operar satisfactoriamente y, si se ha tomado la previsión correspondiente, libera el líquido de las burbujas de gas atrapadas [4]. A continuación se explicará de manera más detallada como intervienen los principios de separación en el funcionamiento interno del equipo. Ver figura 2.5.

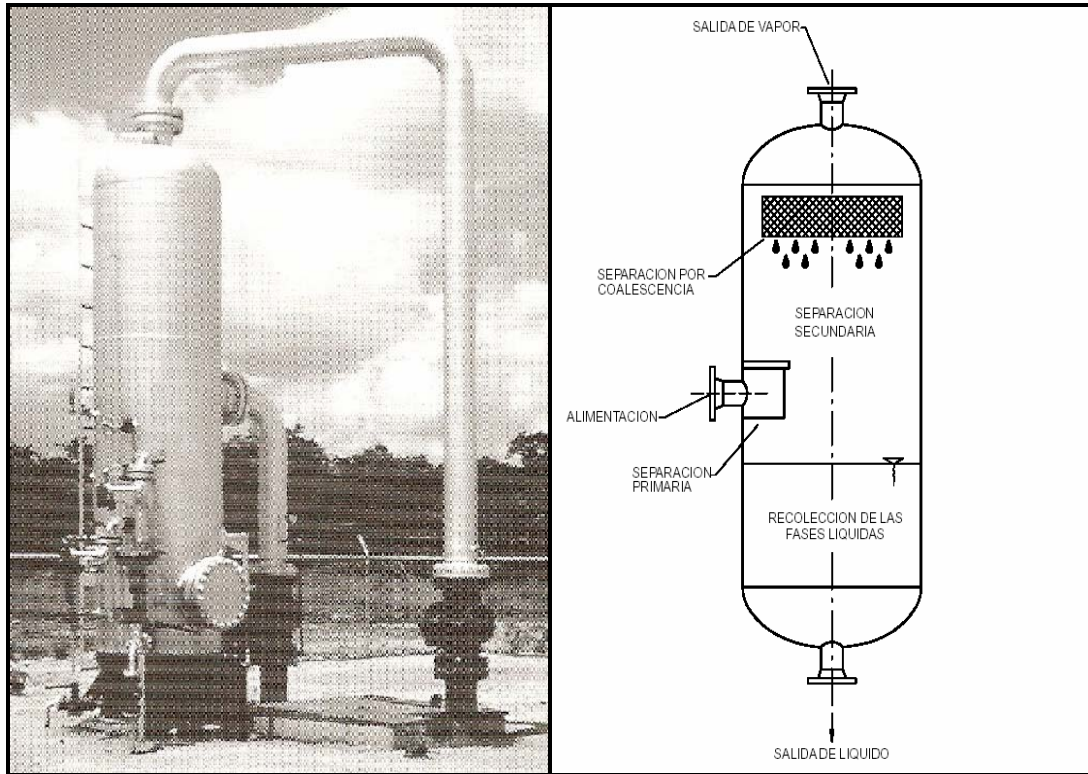


Figura 2.5. A la izquierda, imagen de depurador convencional. [16]. A la derecha, Secciones de separación en un depurador vertical convencional. [4]

2.10.1.1. Separación primaria o inicial

El cambio en la cantidad de movimiento de las fases a la entrada del separador genera la separación gruesa de las fases (ver figura 2.6).

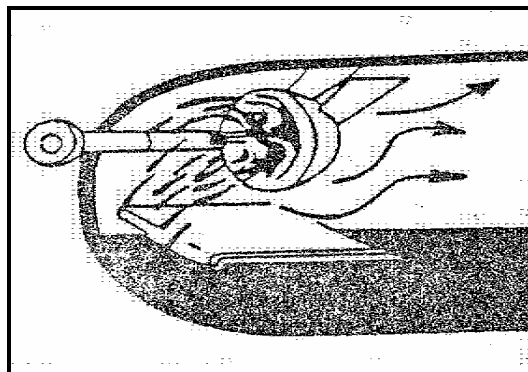


Figura 2.6. Dispositivo para la separación inicial. [8]

Esta zona incluye las boquillas de entrada y los aditamentos de entrada, tales como deflectores ó distribuidores [4].

2.10.1.2. Separación secundaria (por gravedad)

En esta parte, las fuerzas gravitacionales tienen una influencia fundamental. Las gotas de líquido que contiene el gas (luego de haber pasado la separación inicial) son separadas hasta cierto punto. En este caso, la velocidad del gas se reduce apreciablemente, en consecuencia, la corriente de gas se eleva con una velocidad tan reducida que la fuerza de gravedad se encarga de decantar hasta cierto tamaño de gotas de la fase pesada discontinua en la fase liviana continua.

2.10.1.3. Separación por coalescencia

En ciertas situaciones, no es aceptable que gotas muy finas de la fase pesada discontinua sean arrastradas en la fase liviana, es por ello que en esta sección se separan las minúsculas partículas del líquido que aún contiene el gas, después de haber pasado por las dos secciones anteriores. Por coalescencia, tales partículas alcanzan un tamaño lo suficientemente grande para separarse por gravedad [4]. Para lograrlo se hace necesario tener elementos como los eliminadores de niebla o Mallas (ver figura 2.10 y 2.11) para el caso de separadores líquido–vapor, o las esponjas o platos coalescedores, en el caso de la separación líquido–líquido.

2.10.1.4. Recolección de las fases líquidas

Las fases líquidas ya separadas requieren de un volumen de control y emergencia para una operación confiable y segura de los equipos aguas abajo [4].

2.10.2. Depuradores ciclónicos

La geometría optimizada del equipo (boquilla de entrada de forma tangencial, ver figura 2.7) produce la rotación de la mezcla.

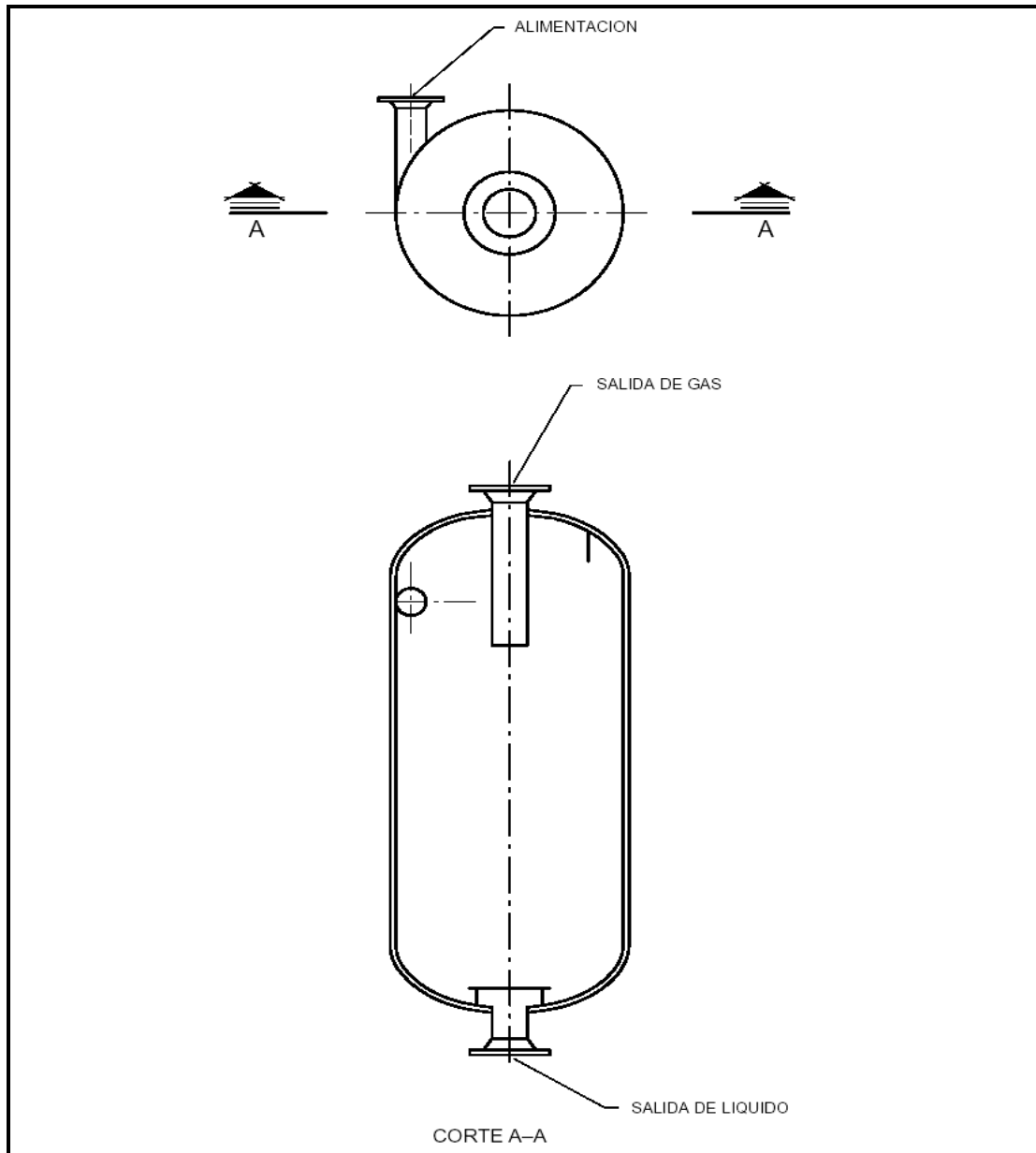


Figura 2.7. Depurador vertical con entrada tangencial. [4]

La fuerza centrífuga que resulta, mueve las partículas líquidas y sólidas hacia la pared del recipiente, donde forman una película líquida que fluye hacia abajo hasta llegar al fondo del recipiente (ver figura 2.8). El gas sale del recipiente a través del cilindro central. El dispositivo se conecta al inyector del enchufe del gas va a los

baffles en el fondo de la parada del mismo elemento permitiendo, de esta manera asegurar, que el gas no llegue a la parte inferior o el líquido llegue a la parte superior, aunque puede ocurrir por problemas de operación del sistema de depuración.

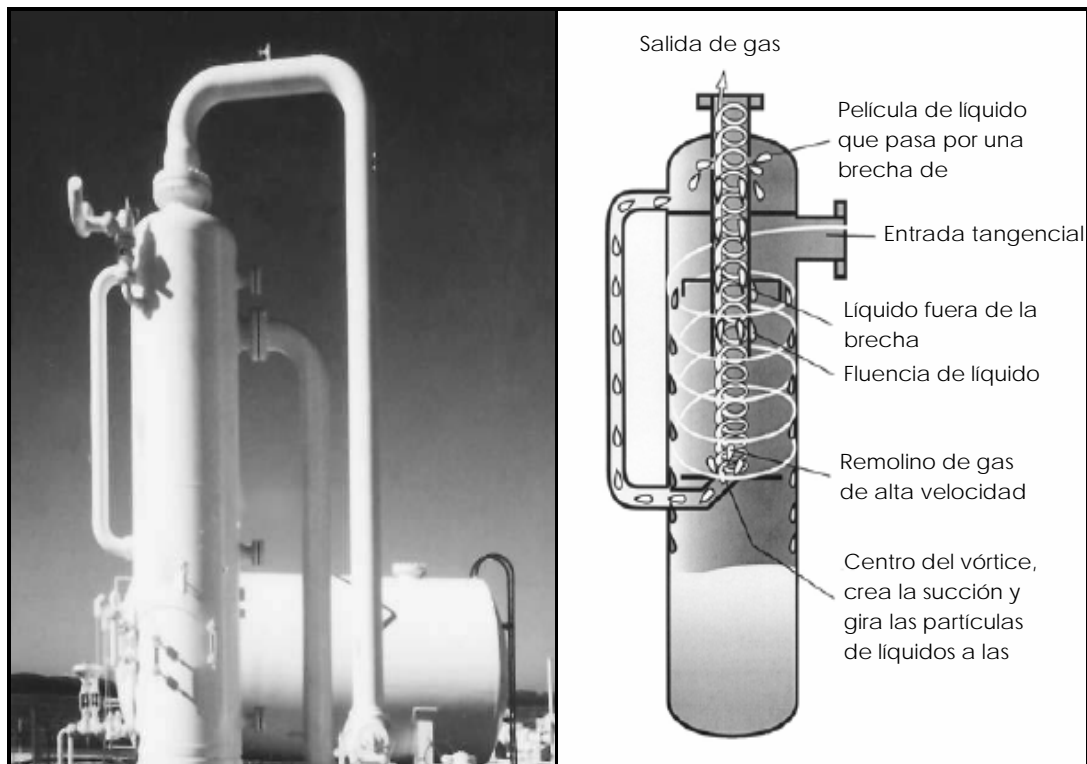


Figura 2.8. A la izquierda, imagen de depurador ciclónico. [16]. A la derecha, Secciones de separación en un depurador vertical ciclónico. [16]

En los depuradores ciclónicos se captan 99,99% de todas las gotas líquidas, los depuradores ciclónicos realizan su operación de dos fases que se explicaran a continuación:

2.10.2.1. Primera fase de separación

Ocurre mientras el gas entra a través de un inyector tangencial, creando la fuerza centrífuga y forzando las partículas líquidas más pesadas a la pared del recipiente. Los líquidos drenan al compartimento en el fondo del recipiente.

2.10.2.2. Segunda fase de separación

La separación secundaria ocurre a medida que el gas converge en el centro del separador y entra en el tubo de encuentro de los vórtices. Dentro de este tubo, el gas rota a una velocidad mayor y obliga a los líquidos entrampados remanentes hacia la pared del tubo. Este líquido es arrastrado de forma ascendente hacia la salida de gas. Antes de salir del recipiente, el líquido y un 10% de gas de una corriente secundaria son dirigidos hacia una pequeña trampa en el tubo de encuentro de los vórtices y regresan a la sección de separación primaria. Un área de baja presión en la sección de separación primaria, creada por el gas, provee la fuerza necesaria de presión diferencial.

2.11. Descripción de los componentes internos de un separador

Los internos de un separador prestan una gran variedad de funciones, todas con el objetivo de mejorar la separación de las fases y/o garantizar una operación confiable y segura de los equipos aguas abajo [4]. Entre tales funciones están:

- **Separación primaria de las fases:** Reducción del momentum de las fases cambio en la dirección del flujo de las mismas (deflectores, distribuidores de entrada).
- **Reducción en oleaje o salpicaduras:** evita o reduce el “re-arrastre” de gotas de líquido por la corriente de vapor.
- **Coalescencia de gotas muy pequeñas:** Para separaciones vapor-líquido, los eliminadores de niebla (mallas de alambre, laberinto de aletas, etc.).
- **Reducción del arrastre de burbujas de vapor/gas en la salida de líquido:** rompe vórtices.
- **Reducción mecánica de formación de espuma:** placa rompe espuma.

2.11.1. Deflectores

Los deflectores tienen una gran variedad de formas; pueden ser de placa, ángulo, cono, codo de 90°, o semiesfera, ver figura 2.9. El diseño y forma del deflector

depende principalmente del soporte requerido para resistir la carga de impacto a la cual es sometido. Estas fuerzas de impacto pueden llegar a desprender el elemento y ocasionar serios problemas de arrastre [4].

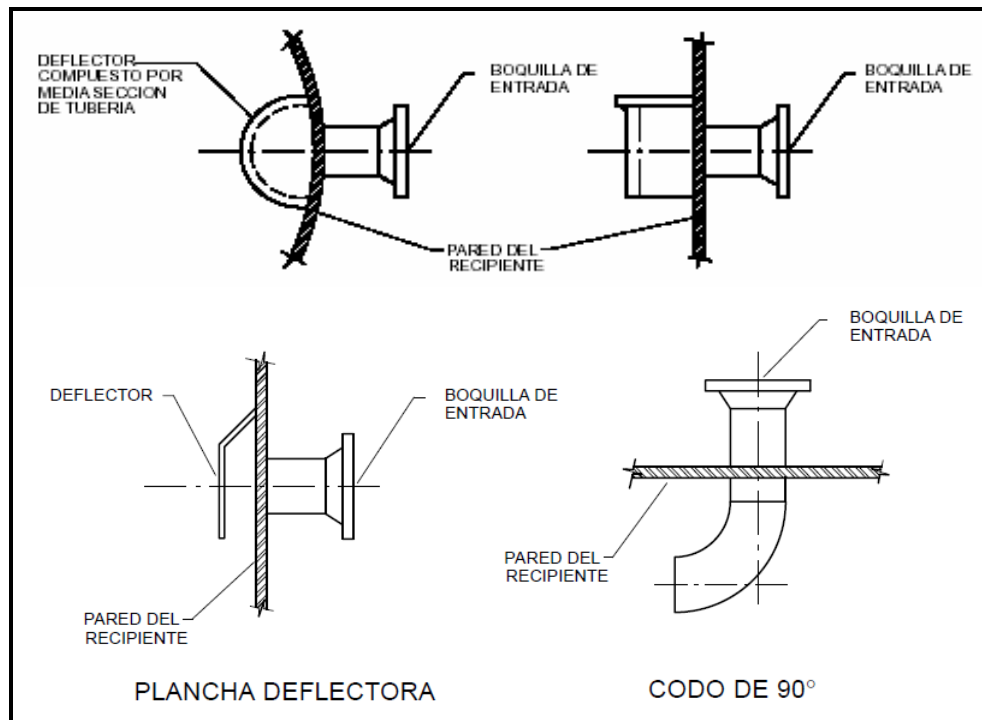


Figura 2.9. Tipos de deflectores de entrada. [4]

2.11.2. Distribuidores de entrada

Los distribuidores son aditamentos de tubería internamente colocados perpendicularmente a la boquilla de entrada, los cuales tienen ranuras ú orificios, por los cuales salen las dos fases a una baja velocidad. Estos aparatos, además, ayudan a una distribución pareja de las fases en el área disponible de flujo, que favorece la separación de las mismas [4].

2.11.3. Ciclones

Los ciclones funcionan de forma que la separación mecánica se efectúa por la fuerza centrífuga que actúa sobre las partículas al provocar el movimiento giratorio sobre la corriente de alimentación. Para lograr este efecto se coloca una chimenea ciclónica cerca de la boquilla de alimentación, ver figura 2.10. Esta chimenea produce una alta velocidad y una gran caída de presión [4].

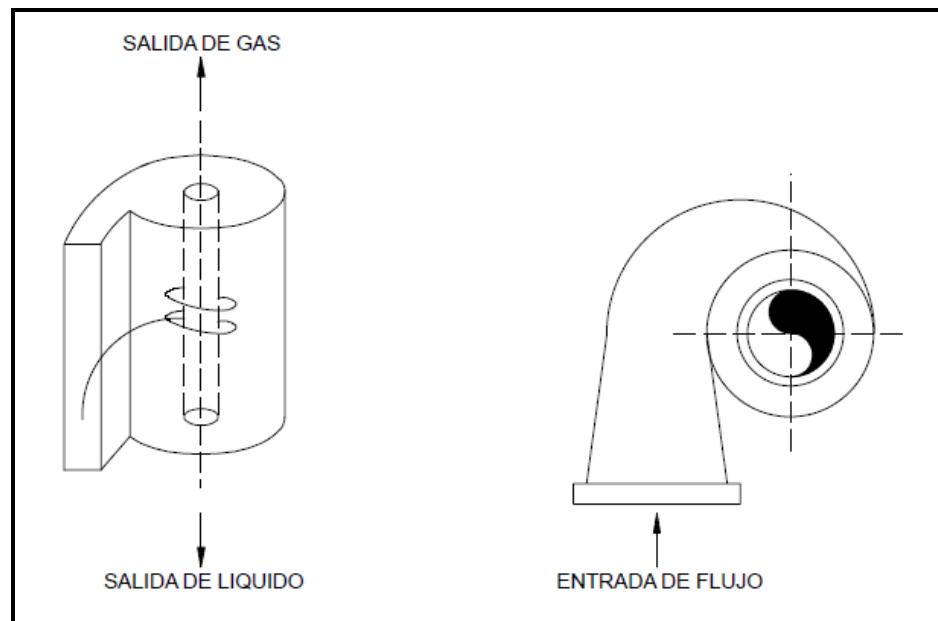


Figura 2.10. Dispositivo de separación tipo ciclón. [4]

2.11.4. Eliminador de niebla tipo malla

Descrito en general como “demister” ó “Malla de Alambre”, consiste en un filtro trenzado de alambre (ver figuras 2.11 y 2.12), normalmente de acero inoxidable empacado en forma de esponja cilíndrica, con un espesor entre 3 y 7 pulgadas y densidad entre 10 y 12 lb/pie³. Este elemento retiene las partículas líquidas hasta que adquieren un tamaño suficientemente grande como para que el peso supere tanto la tensión superficial como la acción de arrastre producida por el gas. Posee una de las más altas eficiencias de remoción y es preferido debido a su bajo costo de instalación. Para efectos de los MDP de tambores, se usará el genérico “Mallas” para

describir este tipo de eliminador de niebla. Estos eliminadores tienen la ventaja de que producen una baja caída de presión, y son altamente efectivos si la velocidad del vapor puede mantenerse dentro de un rango apropiado. La desventaja principal respecto a los otros tipos de eliminadores radica en el hecho que el gas es forzado a pasar a través de éstos por los mismos canales por los que el líquido es drenado bajo la influencia de la gravedad, es decir, en el área libre del eliminador existe flujo en dos sentidos [4]. Si no son especificados apropiadamente, puede suceder que:

- El líquido no pueda abandonar el elemento y se acumule en éste.
- El flujo de gas sea restringido como consecuencia de esta acumulación.
- La caída de presión llegue a tal valor que el líquido sea expulsado aguas abajo del separador, ocasionando arrastre.

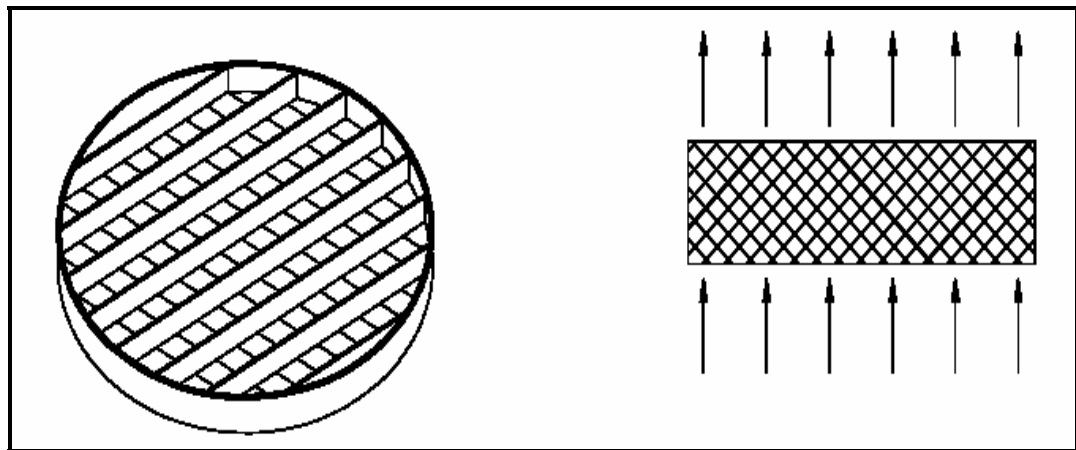


Figura 2.11. Figura de una malla. [4]

La desventaja con respecto a otros eliminadores de niebla, es que si hay sólidos pegajosos en la corriente de gas ó es un servicio sucio, el sistema es más propenso a obstruirse.



Figura 2.12. Aspecto real de un eliminador de niebla tipo malla de alambre. [16]

2.11.5. Eliminador de niebla tipo aleta

Los eliminadores tipo aleta consisten en un laberinto formado por láminas de metal colocadas paralelamente (ver figura 2.13), con unas series de bolsillos recolectores de líquido.

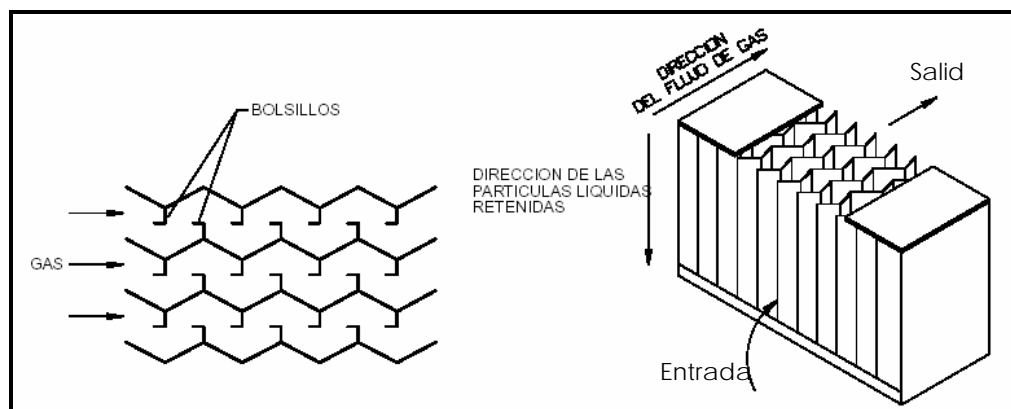


Figura 2.13. Eliminador de niebla tipo aleta. [4]

El gas es conducido entre las placas, sometido a sucesivos cambios de dirección, mientras que las partículas líquidas tienden a seguir en línea recta y son atrapadas en los bolsillos del eliminador. Una vez allí, coalescen y son conducidas en dirección

perpendicular al flujo de gas hasta el fondo del recipiente. Una característica de este elemento es que el líquido recolectado no es drenado en contracorriente al flujo de gas; en consecuencia la eficiencia de separación con respecto al eliminador tipo malla aumenta considerablemente.

Las ventajas de este eliminador son su alta eficiencia y durabilidad. Adicionalmente, debido a que se construyen en forma compacta no son propensos a desarmarse. Las desventajas son su susceptibilidad a taponarse cuando manejan crudos parafinosos o asfálticos, además su alto costo con relación a los otros tipos de eliminadores [4].

2.11.6. Eliminador de niebla tipo ciclón

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

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

2.11.7. Rompe vórtices

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

2.11.8. Placa rompe espuma

Consiste 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.

2.11.9. Rompe olas

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

2.12. Recipientes a presión

Se considera como un recipiente a presión cualquier vasija cerrada que sea capaz de almacenar un fluido a presión manométrica, ya sea presión interna o de vacío, independientemente de su forma o dimensiones.

2.13. Esfuerzos en recipientes de pared delgada

De acuerdo a la relación entre el espesor de sus paredes y diámetro, los recipientes pueden ser clasificados como de pared delgada o de pared gruesas. Considerándose de pared delgada, según la ASME, cuando el cociente entre el espesor t de la pared y el diámetro interior d_i del recipiente igual o menor a 0,10. También puede usarse el criterio de ser considerados de pared delgada, valores menores o iguales a 0,05 o 0,07.

Los recipientes de pared delgada constituyen una aplicación importante del análisis de esfuerzo plano. Como sus paredes oponen poca resistencia a la flexión, puede suponerse que las fuerzas internas ejercidas sobre una parte de la pared son tangentes a la superficie del recipiente, es decir, las paredes se comportan como membranas sometidas a tensión (figura 2.14). Los esfuerzos resultantes en un elemento de pared estarán contenidos en un plano tangente a la superficie del recipiente [11].

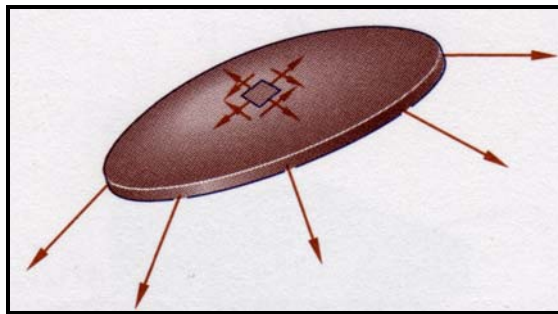


Figura 2.14. Comportamiento de esfuerzos en recipientes de pared delgada. [11]

2.14. Recipientes cilíndricos

Considérese un recipiente cilíndrico de radio interior r y espesor de pared t , que contiene un fluido a presión. Se requiere determinar los esfuerzos presentes ejercidos sobre un pequeño elemento de pared con lados respectivamente paralelos y perpendiculares al eje del cilindro (ver figura 2.15), de tal modo que de este cuerpo

se aísla un segmento haciendo pasar planos imaginarios perpendiculares y paralelos al eje del cilindro [11].

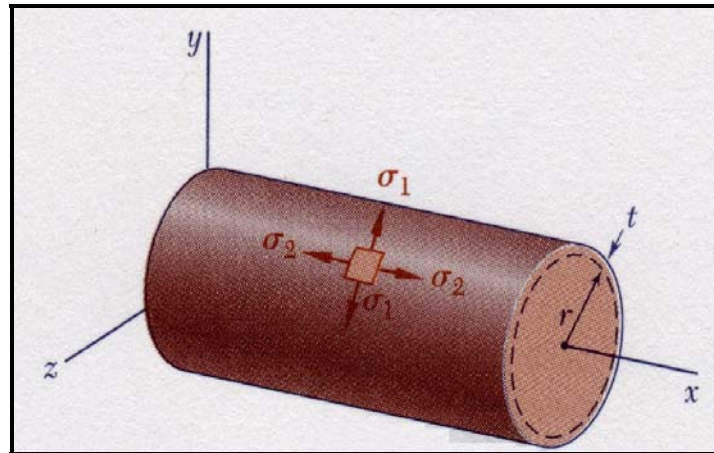


Figura 2.15. Esfuerzos principales. [11]

Debido a la simetría axial del recipiente y de su contenido, es claro que no se ejercen esfuerzos cortantes sobre el elemento. En consecuencia, los esfuerzos que pueden existir en las secciones del elemento solo pueden ser los esfuerzos normales σ_1 y σ_2 indicados en la figura 2.15, siendo por lo tanto esfuerzos principales. El esfuerzo σ_1 se conoce como esfuerzo *tangencial o de costilla* y se presentan en los aros de los barriles de madera, por lo tanto también son llamados esfuerzos de *aro*. El esfuerzo σ_2 es el esfuerzo *longitudinal*. Estos esfuerzos, multiplicados por las áreas respectivas en las que actúan, mantienen en equilibrio al elemento del cilindro en contra de la presión interna.

Para determinar los esfuerzos tangenciales σ_1 se retira una porción de recipiente y su contenido limitado por un plano imaginario al plano xy y por dos planos, también imaginarios, paralelos al plano yz con una distancia Δx de separación entre ellos (ver figura 4.6).

Además, si el esfuerzo normal *medio* que se ejerce en la sección longitudinal es σ_1 , la fuerza resistida por las paredes del cilindro son las fuerzas paralelas al eje z que

actúan en el cuerpo libre. Así definido, consisten en las fuerzas internas elementales $\sigma_1 dA$ en las secciones de pared y en las fuerzas de presión elementales $p dA$ ejercidas sobre la porción de fluido incluido en el cuerpo libre. Nótese que p es la presión manométrica del fluido, es decir, el exceso de la presión interior sobre la presión atmosférica exterior. La resultante de las fuerzas internas $\sigma_1 dA$ es igual al producto de σ_1 y del área transversal $2t\Delta x$ de la pared, mientras que la resultante de las fuerzas $p dA$ es el producto de p y el área $2r\Delta x$. Escribiendo la ecuación de equilibrio

$$\sum F_z = 0; 2 * \sigma_1 * t * \Delta x - 2 * p * r * \Delta x = 0 \quad (2.1)$$

y resolviendo para el esfuerzo tangencial σ_1

$$\sigma_1 = \frac{p * r}{t} \quad (2.2)$$

La ec. (2.2) es válida solo en el caso de cilindros de pared delgada, ya que da el esfuerzo medio en el aro. Como la ec. (2.2) se utiliza principalmente para recipientes de pared delgada, en los que $r_i \approx r_o$, generalmente se omite el subíndice del radio [11]. El esfuerzo longitudinal σ_2 se determina resolviendo un simple problema de fuerzas axiales, se hace un corte perpendicular al eje x y se considera el cuerpo libre que consta de la parte del recipiente y de su contenido, a la izquierda de la sección (ver figura 4.7).

Las fuerzas que actúan en este cuerpo libre son las fuerzas internas elementales $\sigma_2 dA$ en la sección de pared y las fuerzas elementales de presión $p dA$ ejercidas sobre la porción de fluido incluido en el cuerpo libre.

Observando que el área de la sección de fluido es $\pi (r)^2$ y que el área de la sección de la pared corresponde a $(2 \pi r t)$. Se escribe la ecuación de equilibrio:

$$\sum F_x = 0; \sigma_1 * (2\pi r t) - p(\pi r^2) = 0 \quad (2.3)$$

y despejando para el esfuerzo longitudinal σ_2 :

$$\sigma_2 = \frac{p * r}{2 * t} \quad (2.4)$$

Obsérvese en las ecuaciones (ec. 2.3) y (ec. 2.4) que el esfuerzo circunferencial σ_1 es el doble del esfuerzo longitudinal σ_2 , por lo tanto se tiene que:

$$\sigma_1 = 2 * \sigma_2 \quad (2.5)$$

Dibujando el círculo de Mohr por los puntos A y B, que corresponden respectivamente a los esfuerzos principales σ_1 y σ_2 (figura 2.16), y recordando que el máximo esfuerzo cortante en el plano es igual al radio del círculo,

Se tiene

$$\tau_{\max(\text{en el plano})} = \frac{1}{2} * \sigma_2 = \frac{p * r}{4 * t} \quad (2.6)$$

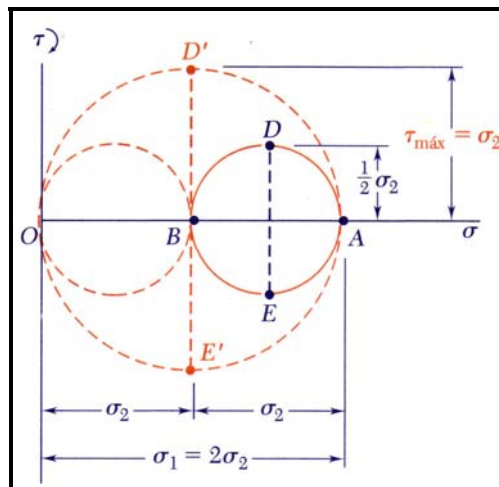


Figura 2.16. Círculo de Mohr. [11]

El esfuerzo de la ecuación 2.6 corresponde a los puntos D y E y se ejerce sobre un elemento obtenido mediante la rotación de 45° del elemento original de la figura

1.20, dentro del plano tangente a la superficie del recipiente. El esfuerzo cortante máximo en la pared del recipiente, sin embargo, es mayor. Es igual al radio del círculo de diámetro OA y corresponde a una rotación de 45° alrededor de un eje longitudinal y fuera del plano de esfuerzo,

Se tiene:

$$\tau_{\max} = \sigma_2 = \frac{p * r}{2 * t} \quad (2.7)$$

2.15. Presión de operación (P_o)

Es identificada como la presión de trabajo y as la presión manométrica a la cual estará sometido un equipo en condiciones de operación normal [12].

2.16. Presión de diseño (P)

Es el valor que debe utilizarse en las ecuaciones para el cálculo de las partes constitutivas de los recipientes sometidos a presión, dicho valor será el siguiente:

Si $P_o > 300 \text{ lb/pulg}^2$

$$P = 1,1 * P_o \quad (2.8)$$

Si $P_o \leq 300 \text{ lb/pulg}^2$

$$P = P_o + 30 \quad (2.9)$$

Donde P es la presión de diseño, y P_o es la presión de operación.

2.17. Presión de prueba (P_p)

Se entenderá por presión hidrostática de prueba y se cuantificará por medio de la siguiente ecuación:

$$P_p = P * (1,5) * \frac{S_{ta}}{S_{td}} \quad (2.10)$$

Donde:

P = Presión de diseño

S_{ta} = Esfuerzo a la tensión del material a la temperatura ambiente.

S_{td} = Esfuerzo a la tensión del material a la temperatura de diseño.

2.18. Presión de trabajo máximo permisible

Es la presión máxima a la que se puede someter un recipiente, en condiciones de operación, suponiendo que él esta:

- En condiciones después de haber sido corroído.
- Bajo los efectos de la temperatura de diseño.
- En la posición normal de operación.
- Bajo los efectos de otras cargas, tales como fuerzas debido al viento, presión hidrostática, etc., cuyos efectos deben agregarse a las ocasionadas por la presión interna.

2.19. Esfuerzo de diseño a la tensión (S)

Es el valor máximo al que se puede someter un material, que forma parte de un recipiente a presión, en condiciones normales de operación. Su valor es aproximadamente el 25% del esfuerzo último a la tensión del material en cuestión [12].

2.20. Eficiencia de soldadura (E)

Se puede definir como el grado de confiabilidad que se puede tener de la soldadura. Sus valores están dados en la tabla E.1 y E.2 del apéndice E, en los cuales se muestran los tipos de unión más comúnmente usados en la fabricación de recipientes a presión [12].

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA DEL TRABAJO

3.1. Tipo de investigación

Se realizó una investigación del tipo descriptiva y aplicada. Es descriptiva porque en la investigación utilizaron criterios sistemáticos que permitieron poner de manifiesto la estructura o el comportamiento de los fenómenos en estudio, proporcionando de ese modo información sistemática y comparable con la de otras fuentes, mientras que es aplicada porque se enfoca hacia la búsqueda de conocimientos con fines de aplicación inmediata a la realidad.

3.2. Técnicas utilizadas para el desarrollo del proyecto

3.2.1. Entrevistas formales e informales

Se refiere a entrevistas, reuniones y consultas con entes relacionados al proyecto; como profesores, especialistas y demás personas relacionadas al tema, así como asistencia a charlas y cursos que puedan aportar información relevante que contribuya con la realización del proyecto.

3.2.2. Observación directa no estructurada

Esta técnica será de gran utilidad debido a que a través de ella se podrá familiarizar con los recipientes existentes en las estaciones de flujo y así obtener información acerca de las condiciones ambientales sobre la que debe trabajar el recipiente, y también comprender su relación con respecto a los demás de la estación.

3.2.3. Revisión documental

Consiste en recopilar toda la información necesaria para el desarrollo del proyecto que pueda encontrarse en libros, revistas científicas, catálogos, documentos técnicos, tesis de grado, internet, entre otras fuentes de documentación escrita.

3.3. Manuales de procedimientos a utilizar

- Procedimiento para el diseño de separadores Líquido - Vapor mediante el **Manual de Diseño de Procesos, Tambores Separadores, Normas PDVSA.**
- Procedimiento para el diseño de recipientes a Presión mediante el **Manual de Ingeniería de Diseño, Volumen 21, Recipientes a Presión, Normas PDVSA.**

3.4. Etapas del proyecto

3.4.1. Etapa I revisión bibliográfica

Esta etapa se realizará a todo lo largo de la formación del proyecto y consiste en la búsqueda de información teórica fundamental para el desarrollo del proyecto, mediante textos relacionados con el tema, trabajos de grado referentes al tema, red electrónica, manuales, etc. Es válido destacar que para el desempeño de los cálculos de diseño en la etapa V se tomará en cuenta normas como la de la ASME sección VIII para el diseño de recipientes a presión, la cual se puede obtener de manera indirecta de manuales hechos por personal calificado de consultoras y contratistas de la zona, también se estudiarán los manuales de ingeniería de diseño de las normas de PDVSA, entre otros, y de manera análoga se hará con la etapa III.

3.4.2. Etapa II depuradores de uso común.

Con esta etapa se persigue el propósito de entender y comprender los principios físicos de separación que actúan dentro de los principales depuradores verticales usados por PDVSA (depurador verticales convencional y ciclónico), de esta forma se podrá hacer una comparación en cuanto a eficiencia y tecnología entre los equipos

sin tener que realizar una evaluación profunda sobre los mismos. En esta etapa también se indagará un poco sobre los equipos que se encargan de recibir el gas que desalojará el depurador; se investigará si tal gas es llevado directamente a un sistema de compresión (o algún otro equipo que sea susceptible a la presencia de partículas de condensados), o si es procesado nuevamente por sistemas de depuración o secado. A la culminación de esta etapa tomará en cuenta lo obtenido al momento de seleccionar el diseño del depurador más adecuado para la tarea a desempeñar.

3.4.3. Etapa III diseño conceptual del depurador

En esta etapa se utilizará toda la información necesaria para el diseño conceptual de depuradores en el área de procesos, de esta manera se podrán realizar los cálculos necesarios para obtener no solo los parámetros requeridos para una óptima separación de la mezcla (como lo son la velocidad de entrada de la mezcla y el tiempo de retención de los condensados entre otros) dentro del depurador en condiciones de operación, sino que también se llegará a obtener las dimensiones del equipo a diseñar tales, como longitud de costura a costura, diámetros internos de cuerpo, cabezales y boquillas de servicio, entre otro datos totalmente indispensables para el posterior diseño de recipientes a presión del equipo. Es importante resaltar que para este trabajo no se considerará el diseño de internos (partes internas del depurador que se encargan de mejorar la separación física de las fases) que tengan lugar dentro del recipiente y que intervengan en la separación del flujo a manipularse.

3.4.4. Etapa IV software para el cálculo de las dimensiones del recipiente

Para esta etapa se utilizará el paquete computacional SEPAVERT (software que pertenece Marcías J. Martínez e Ingenieros Consultores, S.R.L. Maracaibo–Venezuela), el cual tiene como propósito el dar las dimensiones finales para el diseño de un recipiente vertical en servicio de separar gas y líquidos condensados, y a través de éste se podrá verificar y apoyar los resultados obtenidos en el diseño de las

dimensiones del equipo bajo las condiciones de operación que corresponde a la etapa anterior.

3.4.5. Etapa V diseño de recipiente a presión para el depurador

Al igual que la etapa III, esta consiste en utilizar toda la información necesaria para el diseño de depuradores en la parte de Recipientes a Presión, es decir, cuando se finalice esta fase se deben obtener los espesores de las planchas para el cuerpo y tapas del equipo, espesores de las boquillas de proceso, peso del recipiente, información acerca de la sismo resistencia del equipo entre otras cosas.

3.4.6. Etapa VI planos del depurador

En esta etapa se elaborará los planos de detalle del depurador mediante el uso del programa de diseño AUTOCAD, para poder apreciar mejor las dimensiones del equipo calculado con anterioridad.

3.4.7. Etapa VII redacción y presentación del trabajo.

Esta última etapa consiste en realizar en físico el trabajo de grado y preparar la defensa del mismo.

CAPÍTULO IV

DESARROLLO DEL PROYECTO

4.1. Depuradores de uso común por pdvsa

4.1.1. Depurador convencional y depurador ciclónico

En el momento de mencionar una comparación entre equipos, es inevitable asumir que se debe hacer una selección entre algunos de los dos (lo que es correcto para este proyecto o para cualquier otro), para el diseño que compete a este trabajo (el cual es un equipo que depure gas), selección que se fundamentara en conocer cuál de los dos depuradores cumplirá de mejor manera la tarea a realizar.

Para cumplir esta meta se contó con el trabajo de grado hecho por señor Antonio García [1]. Esta persona elaboró un estudio sobre los equipos de depuración ciclónica que permitió conocer los beneficios que puede brindar este tipo de tecnología (utilizada en la estación de flujo Santa Bárbara), así como también se pudo visualizar las ventajas que los depuradores ciclónicos presentan en comparación con los depuradores convencionales (instalados en la estación de flujo el Tejero), con el propósito de recomendar en el futuro la instalación de los más eficientes en las demás estaciones de flujo pertenecientes a PDVSA.

Para llevar a cabo esta tarea el ahora Ing. Antonio García efectúo en aquel entonces, no solo una implementación masiva de sistemas para medición de arrastre de líquidos y sólidos “SISMAGAS”, sino que también dio uso al software de simulación Hysys 3.01 el cual le permitió generar un monitoreo permanente de los equipos en estudio a través de la continua actualización de la información, la herramienta le admitió la visualización del comportamiento de los depuradores, pudiendo así llegar la conclusión de que la separación de los depuradores ciclónicos

es mayor que la presente en los depuradores convencionales, con base a los resultados obtenidos por medio de la simulación y la medición de arrastre.

Sin embargo, en algunas ocasiones la selección de un equipo no solo se concentra en el saber cuan mejor es uno con respecto al otro. Cómo por ejemplo, en este caso, por un lado se debe considerar el factor de los costos de los equipos, verificar cuál de ellos es más económico, cuanto es la diferencia entre los montos de ambos y cuál de los dos es más factible de conseguir en el mercado frecuentado por las empresas, por otro lado, se debe indagar sobre los equipos que se encuentran aguas abajo del depurador que se piensa instalar: ¿qué tipo de función tienen en la línea de gas? , ¿Son susceptibles a la formación de condensados? , ¿Son equipos de respaldo para la depuración de gas que se está trasladando?, El responder preguntas como estas facilitan la selección que se requiere para proseguir con el diseño del cuerpo del depurador.

Ahora en cuanto a la comparación de los costos de los equipos el Ing. Antonio García logro dejar en claro en su trabajo que los depuradores ciclónicos cuentan dos veces por encima el valor de un depurador convencional, referencia que se seguirá tomando en cuenta de esa manera para efectos de este trabajo. El punto a seguir se ha enfocado a responder las incógnitas dejadas planteadas para concluir la decisión sobre el depurador a diseñar.

4.1.2. Condiciones de llegada del gas a zimca

El propósito inicial fue realizar una entrevista en la que se pudiera conocer cuáles son los equipos que recibirán en ZIMCA el gas que será enviado por el depurador a diseñar, esta información es de gran ayuda para la selección que se busca llevar cabo, por ejemplo, si habláramos de un compresor aguas arriba del recipiente, la opción sin duda alguna, sería el de un depurador ciclónico, debido a lo dicho con anterioridad estos equipos presentan el mínimo de arrastre de partículas líquidas y sólidas a la salida del gas, y disminuiría el riesgo de daños o gastos por manteniendo a unidades de este tipo.

Si el caso no fuera el de un compresor, sino el de algún tipo de artefacto secador o separador de partículas condensadas en la corriente de gas natural, colocado a la descarga del depurador, se consideraría seriamente el diseño de un depurador convencional, puesto que estos dispositivos forman parte de un respaldo para un buen tratado del gas que se piensa suministrar. De este modo la realización de este depurador será más económica.

La entrevista se realizó con el Técnico Superior en Mantto. Industrial y Supervisor de Operaciones de PDVSA Gas el Sr. José Torres, el lugar de reunión fue la estación de válvulas San Vicente (ver figura 4.1), la cual se encuentra conectada la estación de válvulas de la Toscana a través de un gasoducto de 20" de diámetro y de 13,261 Km de longitud entre una y otra estación. El Sr. Torres explico cómo los gases que son descargados por el depurador de la Toscana, llegan a una trampa de recibo (ubicada en la estación de San Vicente) con 20" de diámetro de entrada y una salida de los gases a 8", todo esto a 450 psi, luego pasa por la configuración de un medidor de flujo, subsiguiente de una válvula de expansión (conjunto que se encuentra en paralelo con otro igual para un respaldo) donde la presión cae a 250 psi, para luego entrar a un depurador horizontal que tiene como tarea la extracción de cualquier otra partícula de sólido o condensado que pudiera arrastrar la corriente de gas saliente del equipo que se encuentra en la Toscana, luego de la salida del gas del recipiente que se encuentra en San Vicente, finalmente el mismo es dirigido hacia ZIMCA en una tubería de 8" de diámetro. En la entrevista se comento sobre el último servicio de mantenimiento de este dispositivo, en donde los filtros ó mallas para la coalescencia se encontraron en perfecto estado, en otras palabras, el equipo se encuentra dotado de lo necesario para manejar los hidrocarburos condensados que pudiera presentar el gas, y de esta manera servir también de respaldo para el nuevo recipiente que se colocará en la estación de flujo Orocual 1.



Figura 4.1. Mapa de ubicación de las estaciones de flujo y válvulas. [Fuente Propia]

Tomando en cuenta las condiciones dichas anteriormente y el hecho de que los depuradores convencionales son mucho más económicos que los depuradores ciclónicos, es apropiado realizar y recomendar el diseño de un equipo convencional. La metodología de cálculo para el dimensionamiento del recipiente se mostrará en la siguiente parte.

4.2. Diseño del dimensionamiento del cuerpo del depurador vertical

La ingeniería conceptual tiene como función principal definir la función del equipo, para la realización óptima del proceso [5]. Para ello se define condiciones de entrada y salida asociadas al equipo que es lo hecho hasta ahora incluyendo las tablas a continuación.

Tabla 4.1. Condiciones de Operación

Descripción	Unidad	Valor
Temperatura de Operación	$^{\circ}F$	80
Presión de Operación	<i>LPCM</i>	661

Tabla 4.2. Condiciones del Líquido

Descripción	Unidad	Valor
Flujo másico de Líquido	<i>(lb/hr)</i>	372,9
Flujo Volumétrico de Líquido	<i>(BSPD)</i>	41,78
Densidad del Líquido @ T y P	<i>(lb/ft³)</i>	37,86
Viscosidad del Líquido	<i>(Cp)</i>	0,2164

Tabla 4.3. Condiciones del Gas

Descripción	Unidad	Valor
Flujo Másico de Gas	<i>(Mlb/hr)</i>	53,61
Flujo Volumétrico de Gas	<i>(MMPCND)</i>	20
Densidad del Gas @ T y P	<i>(lb/ft³)</i>	2,698
Viscosidad del Gas	<i>(Cp)</i>	0,01234
Peso Molecular del Gas	<i>(lb/lb-mol)</i>	19,78

La ingeniería básica es la etapa en donde se realiza el dimensionamiento del equipo para que pueda ejecutar el proceso de una manera óptima [5]. Ver muestra de cálculos.

4.2.1. Muestra de cálculo

4.2.1.1. Determinar la distancia entre el nivel más bajo de líquido y el fondo del recipiente.

En este proceso en particular se considerarán la futura utilización de interruptores para el control de nivel de los líquidos condensados, por si llegara a ocurrir algún tipo de discontinuidad durante la depuración. Es por ellos que el nivel más bajo de condensados se llamo nivel bajo-bajo de líquidos (*NBBL*) y la **NORMA PDVSA**

MDP-03-S-03 establece que la distancia mínima entre esta elevación y el fondo del equipo debe ser [6]:

$$h_{NBLL} = 9 \text{ plg} = 230 \text{ mm}$$

4.2.1.2. Selección de la constante de Souders y Brown (K)

Para llevar a cabo tal selección es necesario calcular la relación de flujo másico de gas y flujo másico de líquido (W_l/W_g), como lo indica la **Norma PDVSA N° 90616.1.027 de Separadores Líquido – Vapor** [7], teniéndose lo siguiente.

$$\frac{W_l}{W_g} < 0,1 \rightarrow K = 0,35$$

$$0,1 < \frac{W_l}{W_g} < 1,0 \rightarrow K = 0,20$$

$$\frac{W_l}{W_g} > 1,0 \rightarrow K = 0,20$$

Donde

W_l : Tasa de flujo másico de líquido (*lb/hr*, ver tabla 4.2)

W_g : Tasa de flujo másico de gas (*lb/hr*, ver tabla 4.3)

Entonces:

$$\frac{W_l}{W_g} = \frac{372,9}{53610} = 0,006955792$$

Como la relación de flujo másico es menor a 0,1; el valor de la constante de Souders y Brown será 0,35.

4.2.1.3. Cálculo de la velocidad crítica del flujo de vapor (V_c).

La velocidad crítica es una velocidad de vapor calculada analíticamente 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. El próximo cómputo se realiza mediante la ecuación 4.1

$$V_c = K * \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (4.1)$$

Donde

K : constante de Souders y Brown.

ρ_l : Densidad del líquido en condiciones de operación (lb/ft^3 , ver tabla 4.2).

ρ_g : Densidad del gas en condiciones de operación (lb/ft^3 , ver tabla 4.3).

Entonces:

$$V_c = 0,35 * \sqrt{\frac{37,86 - 2,698}{2,698}} = 1,2635 \frac{ft}{seg} = 0,3851 \frac{m}{seg}$$

Luego de haber obtenido el valor de la velocidad crítica, se puede proceder al paso siguiente, el cual es buscar el área de la sección transversal requerida para conseguir esta velocidad pero antes, es necesario hallar el caudal de flujo volumétrico en condiciones de operación, que está definida por la siguiente fórmula:

$$Q_g = \frac{W_g}{\rho_g} \quad (4.2)$$

Donde

Q_g : Flujo de descarga de gas en condiciones de operación ($ft^3/seg.$)

W_g : Tasa de flujo de gas (lb/hr , ver tabla 4.3)

ρ_g : Densidad del gas en condiciones de operación (lb/ft^3 , ver tabla 4.3)

Entonces:

$$Q_v = \frac{53610}{2,698 * 3600} = 5,5195 \frac{ft^3}{seg} = 0,1563 \frac{m^3}{seg}$$

4.2.1.4. Cálculo del área transversal requerida (A_v).

Esta área será la que satisfaga la velocidad crítica antes deducida, se consigue a través de la siguiente fórmula:

$$A_v = \frac{Q_v}{V_c} \quad (4.3)$$

Donde

A_v : Área transversal requerida (ft^2).

Q_v : Flujo de descarga de vapor en condiciones de operación (ft^3/seg).

V_c : Velocidad crítica del flujo de vapor (ft/seg).

Entonces:

$$A_v = \frac{5,5195}{1,2635} = 4,3684 \text{ ft}^2 = 0,4058 \text{ m}^2$$

Ahora se continúa con la determinación del diámetro del recipiente, usando la ecuación del área de un círculo.

$$D' = \sqrt{\frac{4 * A_v}{\pi}} \quad (4.4)$$

Donde

D' : Es el diámetro interno del recipiente (ft).

A_v : Área transversal requerida (ft^2).

π : Ctte matemática que proporciona la relación entre la longitud de la circunferencia y su diámetro, siendo su valor 3,141592654.

Obteniéndose:

$$D' = \sqrt{\frac{4 * 4,3684}{\pi}} = 2,3584 \text{ ft} = 718,8395 \text{ mm}$$

Luego se redondea al diámetro comercial, por arriba más cercano “D” (ver apéndice A), Por lo tanto

$$D = 2,64 \text{ ft} = 800 \text{ mm}.$$

4.2.1.5. Cálculo de los volúmenes de operación y de emergencia.

Se comenzará buscando en primer lugar el volumen de retención de operación normal de líquido, entre el nivel alto de líquidos condensados (*NAL*) y el nivel bajo (*NBL*), este se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida por el tiempo de retención [6], tiempo sobre el cual la **Norma PDVSA N° 90616.1.027 de Separadores Líquido – Vapor** es muy clara al explicar que para hidrocarburos mayores de 40° API, el tiempo de retención que se estipula es de 1,5 minutos [7], sin embargo, con el propósito de que el recipiente logre custodiar un poco más de condensados, este tiempo de retención se incremento a 2 minutos.

Para conseguir el volumen de retención de operación normal se tiene la ecuación a seguir:

$$V_{r1} = Ql * tr \quad (4.5)$$

Donde

V_{r1} : Volumen de retención de operación normal (ft^3).

Ql : Flujo de alimentación de líquido (ft^3/seg).

tr : Tiempo de retención (seg).

Sustituyendo se obtiene:

$$Vr_1 = 0,002715032 * 120 = 0,3258 ft^3 = 0,0092 m^3 = 9,2255 lts$$

Ahora se puede proceder a calcular el volumen de retención de líquido por emergencia, el cual corresponde al tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma si llegara a ocurrir alguna discontinuidad en el proceso (sea de alta o sea de baja), entre el *NAAL* y el *NBBL*. El volumen de retención por emergencia se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida por el tiempo de respuesta, el cual es 5 minutos (300 s), desde *NAL* hasta *NAAL*, y 5 minutos más (300 s), desde *NBL* hasta *NBBL*, según lo estipulado por la **NORMA PDVSA MDP-03-S-03** [6].

$$Vr_2 = Ql * 600 seg$$

Donde

Vr_2 : Volumen de retención operacional para emergencia (ft^3).

Sustituyendo se obtiene

$$Vr_2 = 0,002715032 * 600 = 1,629 ft^3 = 0,0461 m^3 = 46,1276 lts$$

El volumen de retención máximo de líquido, " Vr ", entre el *NAAL* y el *NBBL*, se obtiene sumando los dos volúmenes anteriores, ecuación (4.6)

$$Vr = Vr_1 + Vr_2 \tag{4.6}$$

Sustituyendo se tiene:

$$Vr = 0,3258 + 1,629 = 1,9548 \text{ ft}^3 = 0,0554 \text{ m}^3 = 55,3532 \text{ lts}$$

Ahora con este volumen máximo de líquido se puede conseguir la altura entre el *NBBL* y el *NAAL*.

4.2.1.6. Cálculo de la altura de líquido entre *NAAL* y *NBBL*.

Conocido Vr , la altura de líquido entre *NAAL* y *NBBL* ($h_{NBBL-NAAL}$), viene dada por la ecuación (4.7)

$$h_{NBBL-NAAL} = \frac{4 * Vr}{\pi * (D_{comercial})^2} \quad (4.7)$$

Sustituyendo:

$$h_{NBBL-NAAL} = \frac{4 * 1,9548}{\pi * (2,64)^2} = 0,3571 \text{ ft} = 4,2854 \text{ plg} = 110,1216 \text{ mm}$$

4.2.1.7. Cálculo de la altura desde el fondo del tambor y el *NAAL* ($h_{fondo-NAAL}$)

$$h_{fondo-NAAL} = h_{NBBL} + h_{NBBL-NAAL} \quad (4.8)$$

Al sustituir valores:

$$h_{fondo-NAAL} = 9 + 4,2854 = 13,2854 \text{ plg} = 340,1216 \text{ mm}$$

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

En el caso de tambores verticales sin entrada tangencial, la **Norma PDVSA N° 90616.1.027 de Separadores Líquido – Vapor**, especifica que esta altura debe ser mínimo de 24" o 0,3 veces el diámetro interno del recipiente (el mayor de ellos) [7].

Entonces para la segunda opción se tiene que:

$$h_{NAAL-boq} = 0,3 * 2,64 = 0,792 \text{ ft} = 9,5040 \text{ plg}$$

Como es evidente $9,5040'' < 24''$, por lo tanto

$$h_{NAAL-boq} = 2 \text{ ft} = 24 \text{ plg} = 610 \text{ mm}$$

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

Para ello se comienza utilizando la siguiente ecuación:

$$\lambda = \frac{Ql}{Ql + Qv} \quad (4.9)$$

Donde

λ : Fracción volumétrica de líquido alimentado al tambor.

Ql : Flujo de alimentación de líquido ($ft^3/seg.$).

Qv : Flujo de alimentación de gas ($ft^3/seg.$).

Al sustituir se obtiene:

$$\lambda = \frac{0,002715032}{0,002715032 + 5,5195} = 0,0005$$

Ahora se puede calcular la densidad de la mezcla con la fórmula a seguir.

$$\rho_M = (1 - \lambda) * \rho_g + \lambda * \rho_l \quad (4.10)$$

Donde

ρ_M : Densidad de la mezcla (lb/ft^3).

ρ_g : Densidad del gas (lb/ft^3 , ver tabla 4.3).

ρ_l : Densidad del líquido (lb/ft^3 , ver tabla 4.3).

Usando la fórmula se obtiene.

$$\rho_M = (1 - 0,0005) * 2,698 + 0,0005 * 37,86 = 2,7153 \frac{lb}{ft^3} = 43,4948 \frac{Kg}{m^3}$$

En el siguiente paso a seguir se pretende calcular la velocidad superficial de la mezcla en la tubería de entrada, según la sección 4.5.2 de la **Norma PDVSA MDP-03-S-03** [6], se debe usar la ecuación a seguir.

$$V_s = \frac{60}{\sqrt{\rho_M}} \quad (4.11)$$

Sustituyendo:

$$V_s = \frac{60}{\sqrt{2,7153}} = 36,4119 \frac{ft}{seg} = 11,0992 \frac{m}{seg}$$

Cálculo del caudal de mezcla, ecuación (4.12)

$$Q_m = Q_g + Q_l \quad (4.12)$$

Donde

Q_m : Es el caudal de mezcla a la entrada del recipiente (ft^3/seg).

Q_l : Flujo de alimentación de líquido (ft^3/seg).

Q_g : Flujo de alimentación de gas (ft^3/seg).

Al sustituir:

$$Q_m = 0,0027 + 5,5195 = 5,5222 \frac{ft^3}{seg} = 0,1564 \frac{m^3}{seg}$$

Luego de haber realizado esta serie de pasos, es posible usar la ecuación (4.13) para determinar el diámetro de la boquilla de entrada.

$$d_p = \sqrt{\frac{4 * Q_m}{\pi * V_s}} \quad (4.13)$$

Donde

d_p : Diámetro de la boquilla (plg).

Q_m : Caudal de mezcla (ft³/seg).

V_s : Velocidad superficial de la mezcla en la tubería de entrada (ft/seg)

Al sustituir se tiene lo siguiente:

$$d_p = \sqrt{\frac{4 * 5,5222}{\pi * 36,4119}} = 0,4394 \text{ ft} = 5,2732 \text{ plg} = 133,9342 \text{ mm}$$

Ahora se redondea al diámetro comercial, por arriba, más cercano (d_p). Por lo tanto

$$d_p = 6 \text{ plg} = 152,4 \text{ mm}.$$

4.2.1.10. Cálculo del diámetro de las boquillas de salida del gas y el líquido

El manual del señor Marcías Matínez establece la ecuación (4.14) [8], para obtener primeramente la velocidad que se desea en esta salida de gas del recipiente.

$$V_g = \sqrt{\frac{2517,5}{\rho_g}} \quad (4.14)$$

Donde

V_g : Velocidad del gas a la salida del recipiente (ft/seg).

ρ_g : Densidad del gas en condiciones de operación (lb/ft³, ver tabla 4.3).

Sustituyendo los valores:

$$V_g = \sqrt{\frac{2517,5}{2,698}} = 30,5467 \frac{ft}{seg} = 9,3150 \frac{m}{seg}$$

Usando nuevamente la ecuación (4.13) para las condiciones de salida del gas del equipo, se tiene que:

$$d_{boq-sal.gas} = \sqrt{\frac{4 * 5,5195}{\pi * 30,5467}} = 0,4797 ft = 5,7558 plg = 146,1637 mm$$

Al incrementar este valor al diámetro comercial más cercano, se tiene que:

$$d_{boq-sal.gas} = 6 plg = 152,4 mm$$

Para la salida de líquidos del depurador, la **Norma PDVSA N° 90616.1.027 [7]**, contempla que su velocidad debe ser menor o igual a $3 ft/seg$, por lo que se obtiene lo siguiente al usar otra vez la fórmula (4.13) para las condiciones de salida del líquido.

$$d_{boq-sal.liq} = \sqrt{\frac{4 * 0,002715}{\pi * 3}} = 0,0339 ft = 0,4073 plg = 10,3465 mm$$

En el caso de este diámetro, el incremento al diámetro comercial no será con respecto al mayor inmediato, debido a que el resultado es muy pequeño, y esto ocasionaría problemas futuros al momento de realizar labores de mantenimiento al equipo, por lo que se tomará un diámetro comercial de $2 plg$ para la boquilla de salida de los líquidos.

4.2.1.11. Fijar la altura desde la boquilla de entrada y la malla de separación por coalescencia

La Norma PDVSA MDP-03-S-03 [6], indica que para el caso de tambores verticales sin entrada tangencial horizontal y con malla de coalescencia, usar un mínimo de 610 *mm* (aprox. 2 *ft*), o 0,5 veces el diámetro del tambor (lo que sea mayor), entre la boquilla de entrada y el fondo de la malla ($h_{boq-Malla}$). Como se sabe, la mitad del diámetro comercial del recipiente es 400 *mm*, por lo que se toma el siguiente valor para esta altura.

$$h_{boq-Malla} = 610 \text{ mm} = 24 \text{ plg} = 2 \text{ ft}$$

4.2.1.12. Diseño de la malla separadora por coalescencia

El Diseño de la malla separadora por coalescencia no entra en los alcances del este proyecto. Por lo que no se realizó ningún tipo de cómputo para ello, sin embargo, la Norma PDVSA MDP-03-S-03 [6], contempla que para servicios críticos en los que el arrastre de líquido se debe reducir a menos de 1 *kg* de líquido por 100 *kg* de gas (1 *lb* por cada 100 *lb* de gas), se recomienda una Malla de 80 kg/m^3 (5 lb/ft^3), con espesor de 150 *mm* (6 *plg*). Como se debe considerar el espesor de la malla para adicionarlo en la suma de todas las alturas, para hallar la altura final de costura a costura, se tomara en cuenta lo dicho por la norma.

Entonces:

$$e_{malla} = 152,4 \text{ mm} = 6 \text{ plg}$$

Donde

e_{malla} : Es el espesor de la malla de coalescencia

4.2.1.13. Definir la distancia entre el tope superior de la malla y la línea de costura superior

Para tambores verticales Norma PDVSA MDP-03-S-03 [6], contempla que, la distancia desde la parte superior de la malla, hasta la línea tangente superior, será el valor mayor entre 0,15 veces el diámetro del tambor y 400 mm (16"). Al realizar el cálculo del $0,15 * D_{comercial}$, se tendría una distancia de 120 mm, lo que evidentemente es menor a la otra opción, por lo tanto

$$h_o = 400 \text{ mm} = 16 \text{ plg} = 1,33 \text{ ft}$$

4.2.1.14. Cálculo de la altura efectiva del equipo

Esta altura efectiva no es más que la longitud total del recipiente de costura a costura y se determina por la siguiente ecuación:

$$L_{eff} = h_{fondo-NAAL} + h_{NAAL-boq} + dp + h_{boq-Malla} + e_{Malla} + h_o \quad (4.15)$$

Sustituyendo se tiene:

$$L_{eff} = 13,2854 + 24 + 6 + 24 + 6 + 16 = 89,285 \text{ plg} = 7,4404 \text{ ft} = 2,2649 \text{ m}$$

En la siguiente tabla se puede observar en forma resumida los valores más resaltantes conseguidos en la muestra de cálculo.

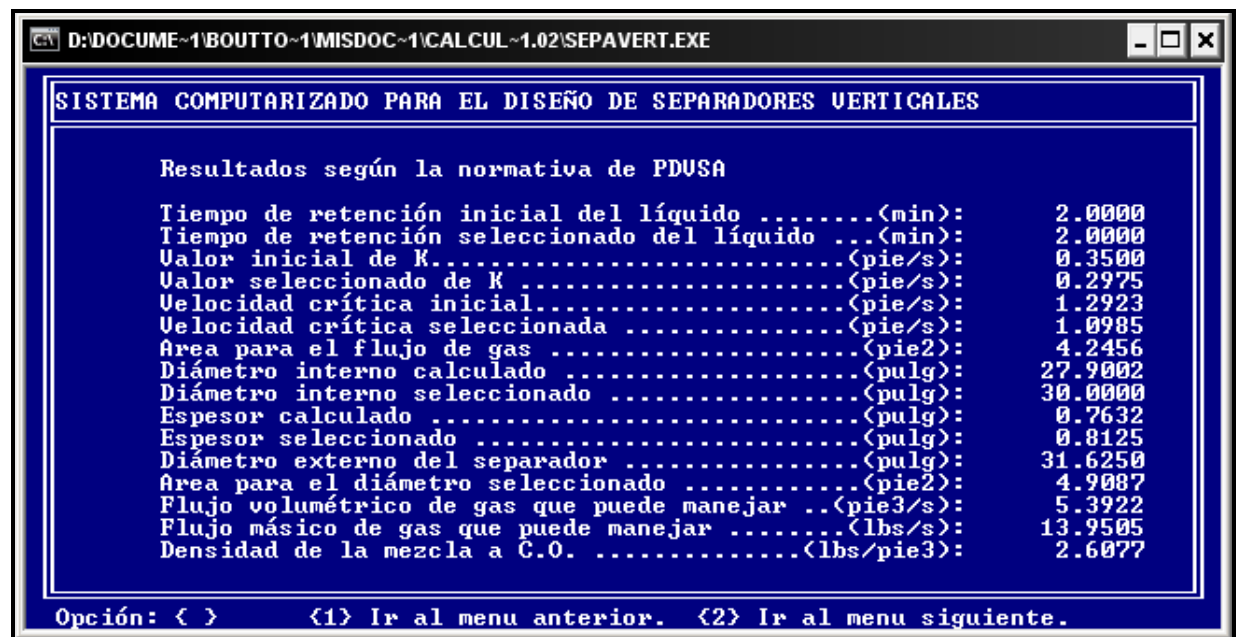
Tabla 4.4. Resumen de resultados

Descripción de la Variable	Simbología	Valor	Unidades
Velocidad Crítica	V_c	0,3851	<i>m/seg</i>
		1,2635	<i>ft/seg</i>
Diámetro del recipiente calculado	D'	28,3006	<i>plg</i>
		2,3584	<i>ft</i>
		718,8395	<i>mm</i>
Diámetro del recipiente comercial	D	31,68	<i>plg</i>
		2,64	<i>ft</i>
		800	<i>mm</i>
Diámetro de la boquilla de entrada calculada	dp'	5,2732	<i>plg</i>
		0,4394	<i>ft</i>
		133,9342	<i>mm</i>
Diámetro de la boquilla de entrada comercial	dp	6	<i>plg</i>
		0,5	<i>ft</i>
		152,4	<i>mm</i>
Diámetro de la boquilla de salid-gas calculada	$d'_{boq-sal.g}$	5,7558	<i>plg</i>
		0,4797	<i>ft</i>
		146,1637	<i>mm</i>
Diámetro de la boquilla de salid-gas comercial	$d_{boq-sal.g}$	6	<i>plg</i>
		0,5	<i>ft</i>
		152,4	<i>mm</i>
Diámetro de la boquilla de salid-liq calculada	$d'_{boq-sal.l}$	0,4073	<i>plg</i>
		10,3465	<i>mm</i>
Diámetro de la boquilla de salid-liq comercial	$d_{boq-sal.l}$	2	<i>plg</i>
		50,8	<i>mm</i>
Altura desde el fondo hasta el nivel más alto de líquido	$h_{fon-NAAL}$	1,1071	<i>ft</i>
		340,1216	<i>mm</i>
Altura desde el nivel más alto de líquido hasta la boquilla entrada	$h_{NAAL-boq}$	2	<i>ft</i>
		610	<i>mm</i>
Altura desde la boquilla entrada hasta la malla	$h_{boq-malla}$	2	<i>ft</i>
		610	<i>mm</i>
Espesor de la malla	e_{malla}	6	<i>plg</i>
		0,5	<i>ft</i>
		152,4	<i>mm</i>
Altura desde la malla hasta la costura superior	ho	1,3333	<i>ft</i>
		400	<i>mm</i>
Altura total del recipiente	$Leff$	7,4404	<i>ft</i>
		2,2649	<i>m</i>

4.3. Paquete de cálculo para las dimensiones del equipo

El uso del software SEPAVERT. EXE en este proyecto tiene como finalidad, verificar y sustentar los resultados obtenidos en la parte anterior (sección 4.2). Para ello se muestra a continuación las dimensiones que arrojo el paquete de cálculo.

Luego de que se introdujo todos los parámetros y variables necesarias en el paquete de cálculo para que esté realizando el diseño pertinente (apéndice C, donde se explica el uso del software) se lograron las tres figuras siguientes (figuras 4.2, 4.3 y 4.4) en donde se muestran los valores que realmente le dan forma y dimensiones al recipiente por parte del SEPAVERT.EXE.



```

D:\DOCUME~1\BOUTTO~1\MISDOC~1\CALCUL~1.02\SEPAVERT.EXE
SISTEMA COMPUTARIZADO PARA EL DISEÑO DE SEPARADORES VERTICALES

Resultados según la normativa de PDUSA

Tiempo de retención inicial del líquido .....<min>:      2.0000
Tiempo de retención seleccionado del líquido ...<min>:     2.0000
Valor inicial de K.....<pie/s>:                          0.3500
Valor seleccionado de K .....<pie/s>:                     0.2975
Velocidad crítica inicial.....<pie/s>:                    1.2923
Velocidad crítica seleccionada .....<pie/s>:               1.0985
Área para el flujo de gas .....<pie2>:                     4.2456
Diámetro interno calculado .....<pulg>:                   27.9002
Diámetro interno seleccionado .....<pulg>:                 30.0000
Espesor calculado .....<pulg>:                             0.7632
Espesor seleccionado .....<pulg>:                          0.8125
Diámetro externo del separador .....<pulg>:               31.6250
Área para el diámetro seleccionado .....<pie2>:           4.9087
Flujo volumétrico de gas que puede manejar ..<pie3/s>:    5.3922
Flujo másico de gas que puede manejar .....<lbs/s>:       13.9505
Densidad de la mezcla a C.O. ....<lbs/pie3>:              2.6077

Opción: < > <1> Ir al menu anterior. <2> Ir al menu siguiente.

```

Figura 4.2. Resultados del diseño en el software SEPAVERT.EXE. [Fuente Propia]

Al leer la nomenclatura de las variables conseguidas por el SEPAVERT.EXE, puede verse que gran parte de ellas se pueden comparar fácilmente con las conseguidas en el diseño de la sección 4.2 (específicamente las velocidades y

diámetros obtenidos en ambos cómputos), sin embargo, en las figuras 4.3 y 4.4 se encuentran las alturas calculadas por el software, identificadas como H1, H2,...H7, para evitar confusiones respecto a esto, en la figura 4.5 se puede apreciar mejor las nomenclaturas de los niveles que se deben comparar entre sí, al igual que los números obtenidos por cada algoritmo.

```

D:\DOCUME~1\BOUTTO~1\MISDOC~1\CALCUL~1.02\SEPAVERT.EXE
SISTEMA COMPUTARIZADO PARA EL DISEÑO DE SEPARADORES VERTICALES

Resultados según la normativa de PDUSA

Veloc. en la boquilla de entrada calculada ...<pie/s>:      30.0000
Diám. de la boquilla de entrada calculada ....<pulg>:      5.3404
Diám. de la boquilla de entrada seleccionada ..<pulg>:      6.0000
Veloc. en la boquilla de entrada seleccionada <pie/s>:      23.7662
Velocidad en la boquilla del gas calculada ...<pie/s>:      49.7368
Diámetro de la boquilla del gas calculada ....<pulg>:      4.1463
Diámetro de la boquilla del gas seleccionada ..<pulg>:      6.0000
Velocidad en la boquilla del gas seleccionada <pie/s>:      23.7523
Veloc. en la boquilla del líquido calculada ..<pie/s>:      3.0000
Diám. de la boquilla del líquido calculada ...<pulg>:      0.4074
Diám. de la boquilla del líquido seleccionada ..<pulg>:      1.5000
Veloc en la boquilla del líquido seleccionada <pie/s>:      0.2213
Altura H(1) .....<pulg>:      4.5000
Altura H(2) .....<pulg>:      6.0000
Altura H(3) .....<pulg>:      36.0000
Altura H(4) .....<pulg>:      6.0000

Opción: <1>      <1> Ir al menu anterior. <2> Ir al menu siguiente.
  
```

Figura 4.3. Resultados del diseño en el software SEPAVERT.EXE. [Fuente Propia]

Como se observa en la figura 4.5, existen tanto similitudes como desfases entre las longitudes conseguidas por la sección 4.2 y 4.3 de este proyecto. Si se recuerda lo visto en los cálculos de la sección 4.2, A excepción de las alturas ($h_{fon-NAAL}$ el similar de H6) y (dp el similar de H4), todas las demás alturas son obtenidas por las Norma PDVSA N° 90616.1.027 [7] y el Manual de Diseño de Proceso para tambores separadores de líquido – vapor [6] y no dependen de un cómputo o fórmula requerida por las normas, si no que son establecidas por ellas, por ende las diferencias que existan entre estos resultados dependen solo del criterio que se uso al

escoger alguna de las normas en sí, y no de un error en el mismo o por un mal cálculo. Lo que explica las diferencias entre estas longitudes.



```

D:\DOCUME~1\BOUTTO~1\MISDOC~1\CALCUL~1.02\SEPAVERT.EXE
SISTEMA COMPUTARIZADO PARA EL DISEÑO DE SEPARADORES VERTICALES

Resultados según la normativa de PDUSA

Altura H(5) .....<pulg>:      24.0000
Altura H(6) .....<pulg>:      13.5000
Altura H(7) .....<pulg>:       0.0000
Altura total, costura a costura .....<pulg>:      90.0000
Relación L/D .....:           3.0000
Altura total del recipiente .....<pulg>:      105.0000
Volumen interno .....<pie3>:       40.9061
Volumen de metal utilizado .....<pie3>:       4.7977
Peso aproximado, vacío .....<lbs>:      2349.0691
Peso aproximado, en operación .....<lbs>:      2970.0125
Peso aproximado, lleno de agua .....<lbs>:      4901.6108

Opción: < > <1> Ir al menu anterior. <2> Ir al menu siguiente.

```

Figura 4.4. Resultados del diseño en el software SEPAVERT.EXE. [Fuente Propia]

Para las longitudes que corresponden a la capacidad de almacenamiento de líquidos condensados ($H_6 = h_{fon-NAAL}$) se puede apreciar que existe poca desigualdad entre ambos casos, lo que comprueba que el resultado obtenido para esta altura es el requerido.

Por otro lado está también H_7 , que se relaciona con algún tipo de altura adicional para los líquidos condensados y el cual no se tomó en cuenta puesto que no va más allá de solo adicionar 4,5 *plg* más a la altura H_6 , que según los cálculos ya realizados en la sección 4.2, esta altura ya está en la capacidad de cumplir con el proceso.

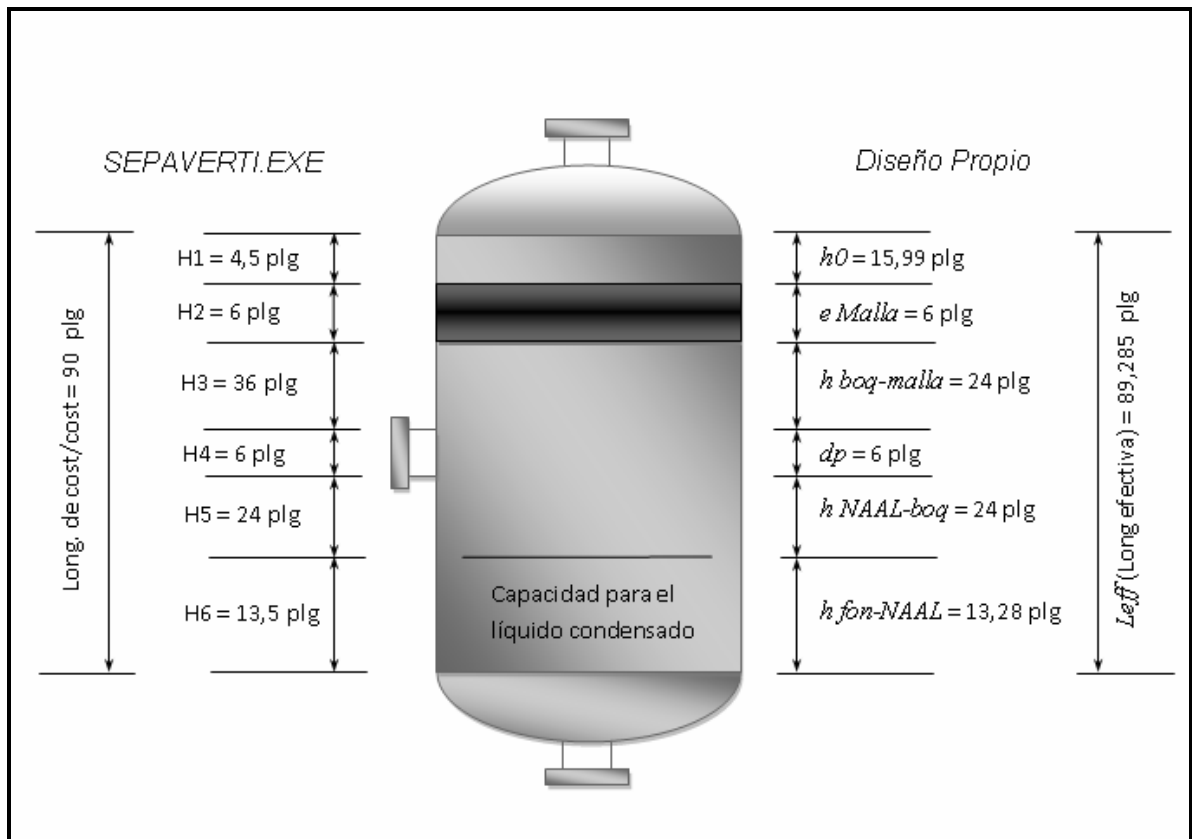


Figura 4.5. Comparación de las alturas obtenidas por ambos métodos. [Fuente Propia]

La tabla 4.5 contempla los valores más importantes obtenidos por ambos métodos. Al apreciar los números tabulados es inevitable pensar que se logró el objetivo planteado, al poder sustentar mediante el uso del SEPAVET.EXE el dimensionamiento conseguido en la sección 4.2 del presente trabajo, dejando por entendido que lo alcanzado en la sección 4.2 es totalmente aceptable y consecuentemente con esas dimensiones (ver tabla 4.4) se puede continuar con total certeza el resto del diseño del equipo.

Tabla 4.5. Comparación de valores obtenidos por ambos métodos.

Variable	Nomenclatura Diseño Propio	Valor Diseño Propio	Nomenclatura SEPAVERT.EXE	Valor SEPAVERT.EXE
Velocidad crítica	V_c	1,2635 ft/seg	Velocidad Crítica Inicial	1,2923 ft/seg
Diámetro del recipiente calculado	D'	28,3006 plg	Diámetro Interno Calculado	27,9002 plg
Diámetro del recipiente comercial	D	31,68 plg	Diámetro Interno Seleccionado	30 plg
Diámetro de la boquilla de entrada calculada	dp'	5,2732 plg	Diám. de la boquilla de entrada calculada	5,3404 plg
Diámetro de la boquilla de entrada comercial	dp	6 plg	Diám. de la boquilla de entrada seleccionada	6 plg
Diámetro de la boquilla de salid-gas calculada	$d'_{boq-sal.g}$	5,7558 plg	Diámetro de la boquilla del gas calculada	4,1463 plg
Diámetro de la boquilla de salid-gas comercial	$d_{boq-sal.g}$	6 plg	Diámetro de la boquilla del gas seleccionada	6 plg
Diámetro de la boquilla de salid-líq calculada	$d'_{boq-sal.l}$	0,4073 plg	Diám. de la boquilla de líquido calculada	0,4074 plg
Diámetro de la boquilla de salid-líq comercial	$d_{boq-sal.l}$	2 plg	Diám. de la boquilla de líquido seleccionada	1,5 plg
Altura desde el fondo hasta el nivel más alto de líquido	$h_{fon-NAAL}$	13,2852 plg	Altura H6	13,50 plg
Altura desde el nivel más alto de líquido hasta la boquilla entrada	$h_{NAAL-boq}$	24 plg	Altura H5	24 plg
Altura desde la boquilla entrada hasta la malla	$h_{boq-malla}$	24 plg	Altura H3	36 plg

Continuación. Comparación de valores obtenidos por ambos métodos.

Espesor de la malla	<i>e malla</i>	6 plg	Altura H2	6 plg
Altura desde la malla hasta la costura superior	<i>ho</i>	15,99 plg	Altura H1	4,5 plg

4.4. Diseño del recipiente a presión del equipo

Como se sabe, los practicantes en el diseño, fabricación y construcción de recipientes a presión se rigen por la norma ASME sección VIII, división 1 y 2, por ende no existe motivo por el cual no seguir con lo reglamentado por dicha norma, sin embargo, esta sección VIII no contempla todo lo requerido para el diseño de estos recipientes; por lo que se tomará las recomendaciones de diversos manuales realizados por muy buenos conocedores en la materia.

Antes de comenzar con el diseño mecánico del recipiente es indispensable definir las variables y/o parámetros que se requieren para iniciar con los cálculos necesarios. Entre estos variables y/o parámetros se tienen los siguientes

4.4.1. Presión y temperatura de diseño

Para obtener estas variables primeramente se deben tener a disposición los valores de la tabla 4.1 (temperatura y presión de operación) del presente trabajo.

En la presión de diseño se deben considerar las siguientes opciones, siempre la que sea mayor, Siendo P_o : Presión de Operación.

$$1) P = 1,1 * P_o, \text{ Al sustituir } \rightarrow P = 1,1 * 661 = 726 \text{ lb/plg}^2$$

$$2) P = P_o + 30 \text{ lb/plg}^2, \text{ Al sustituir } \rightarrow P = 661 + 30 = 691 \text{ lb/plg}^2$$

Por lo tanto la presión de diseño sera:

$$P = 726 \text{ lb/plg}^2$$

Para hallar la temperatura de diseño deben conseguirse dos temperaturas, la temperatura máxima de diseño y la temperatura mínima de diseño.

1) Temperatura máxima de diseño

$$T_{\text{max-D}} = T_o + 50 \text{ } ^\circ F, \text{ Siendo } T_o: \text{ Temperatura de Operación}$$

Al sustituir:

$$T_{\text{max-D}} = 80 + 50 \text{ } ^\circ F = 130 \text{ } ^\circ F$$

2) Temperatura mínima de diseño

$$T_{\text{min-D}} = T_o, \text{ por lo tanto } T_{\text{min-D}} = 80 \text{ } ^\circ F$$

4.4.2. Materiales

Para comenzar el diseño es indispensable definir primeramente el material que se requiere para la recolección de datos del diseño. Los conocedores en la materia concuerdan en que el material más usado y recomendado para cuerpos de recipientes sometidos a presión es el de las planchas **SA-516 Gr.70**, criterio que por supuesto debe estar considerado bajo la norma ASME sección VIII subsección C. Si se revisa el apéndice D se podrá ver que el valor de esfuerzo máximo permisible para este material es el siguiente:

$$S = 17500 \text{ psi}$$

4.4.3. Eficiencia de soldadura

Con el fin de verificar si una soldadura ha sido bien aplicada se utilizan varias formas de inspección, entre ellas La prueba más comúnmente utilizada es el radiografiado, éste puede ser total o por puntos [12]; la elección de uno de estos dos tipos de radiografiado en conjunto con el tipo de soldadura que se vaya a aplicar (tomando en cuenta siempre el costo que ocasione tal selección) es lo que define la eficiencia de soldadura que se deba elegir. En el apéndice E se puede ver el número seleccionado a continuación para la soldadura que corresponde al cuerpo del recipiente.

$$E = 1$$

4.4.4. Tolerancia por corrosión

La tolerancia mínima para materiales ferrosos será de 1/8" en todas las áreas sometidas a presión y 1/16" para elementos externos tales como camisas, soportes de tuberías, asientos, etc. [4], ver apéndice F, por lo tanto

$$CA = 0,125 \text{ plg}$$

Valor que concuerda con lo visto en la figura C.4 (del apéndice C de este trabajo). En la siguiente tabla se puede ver de forma agrupada los valores seleccionados

Tabla 4.6. Parámetros

Descripción	Unidad	Valor
Presión de diseño	<i>psi</i>	726
Temperatura máx. de diseño	<i>°F</i>	130
Esfuerzo máx. admisible del material	<i>psi</i>	17500
Eficiencia de soldadura	-	1
Tolerancia por corrosión	<i>plg</i>	0,125

4.4.5. Muestra de cálculo

Para iniciar el diseño mecánico del recipiente se calculara el espesor de pared del cuerpo del equipo y sus cabezales utilizando los datos de la tabla.4.6

4.4.5.1. Espesor de pared del cuerpo del recipiente

Para ello deben realizarse un cálculo por espesor con esfuerzos circunferenciales y otro de espesor con esfuerzos longitudinales.

- a) Espesor con esfuerzos circunferenciales (t_c)

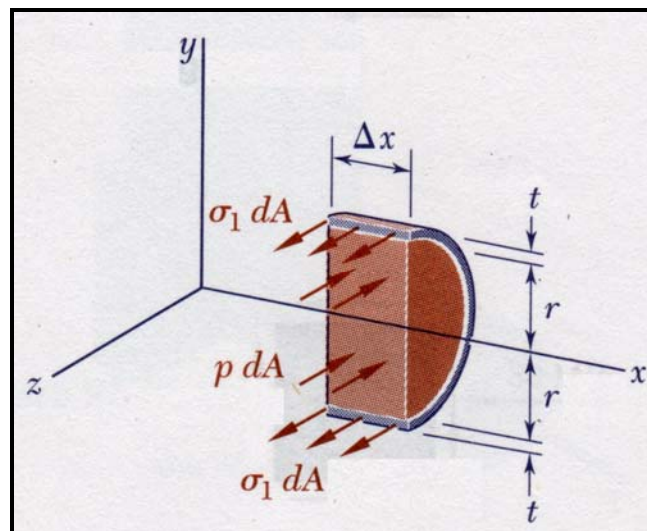


Figura 4.6. Esfuerzos circunferenciales en recipientes de pared delgada. [11]

Donde

$\sigma_1 dA$: Representa el esfuerzo circunferencial ejercido sobre la sección de pared del recipiente en el diagrama de cuerpo libre.

$p dA$: Representa las fuerzas elementales de presión ejercidas sobre la porción de fluido incluido en el cuerpo libre.

La ecuación que permitirá hacer el cálculo del espesor por esfuerzo circunferencial es la siguiente:

$$t_c = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P} \quad (4.16)$$

Donde

P : Presión de diseño (lb/plg^2)

R : Radio interno del recipiente (plg , ver tabla 4.3)

S : Esfuerzo máximo permisible (lb/plg^2)

E : Eficiencia de la soldadura

Ahora bien, al sustituir se tiene que:

$$t_c = \frac{726 * 15,84}{17500 * 1 - 0,6 * 726} = 0,6739 plg = 17,1173 mm$$

b) Espesor con esfuerzos longitudinales (tl)

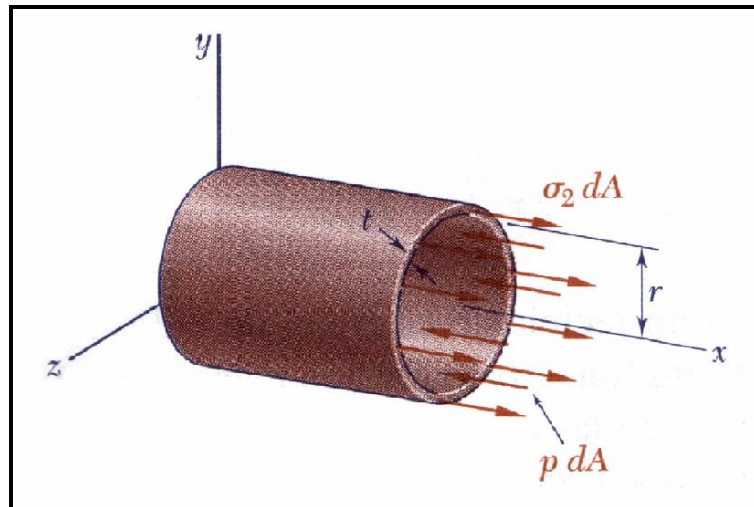


Figura 4.7. Esfuerzos longitudinales en recipientes de pared delgada. [11]

Donde

$\sigma_1 dA$: Representa el esfuerzo longitudinal ejercido sobre la sección de pared del recipiente en el diagrama de cuerpo libre.

$p dA$: Representa las fuerzas elementales de presión ejercidas sobre la porción de fluido incluido en el cuerpo libre.

La ecuación que permitirá hacer el cálculo del espesor por esfuerzo longitudinal es la siguiente:

$$t_l = \frac{P * R}{2 * S * E + 0,4 * P} \quad (4.17)$$

Sustituyendo los valores anteriormente usados:

$$t_l = \frac{726 * 15,84}{2 * 17500 * 1 + 0,4 * 726} = 0,3259 \text{ plg} = 8,2769 \text{ mm}$$

Ahora siguiendo lo indicado con anterioridad, se toma el mayor entre t_c y t_l para sumarle un espesor por corrosión ($CA = 0,125 \text{ plg}$) como sigue a continuación:

$$t = t_c + CA = 0,6739 + 0,125 = 0,7989 \text{ plg} = 20,2923 \text{ mm}$$

Siendo t : el espesor de diseño o el espesor requerido para el cuerpo del equipo. El paso siguiente es seleccionar un espesor de placa comercial que se encuentre por encima del requerido, en el apéndice G se puede apreciar el espesor comercial seleccionado.

$$t_{comer} = 0,8125 \text{ plg} = 20,6325 \text{ mm}$$

Lo siguiente es comprobar si el recipiente es de pared delgada, pues, esta es la condición para poder usar la ecuación 4.16 y 4.17. Para ello debe cumplirse que:

$$\frac{t}{d_i} \leq 0,10 \rightarrow \text{Al sustituir} \rightarrow \frac{0,8125}{31,68} = 0,0256 < 0,10$$

Por ende el recipiente si es de pared delgada.

4.4.5.2. Espesor de cabezales del recipiente

Para cabezales semielipticos con relación (2:1) se usa la siguiente ecuación:

$$t_{cab} = \frac{P * D}{S * E - 0,2 * P} \quad (4.18)$$

Donde

P : Presión de diseño (lb/plg^2)

D : Diámetro interno del recipiente (plg , ver tabla 4.3)

S : Esfuerzo máximo permisible (lb/plg^2)

E : Eficiencia de la soldadura

Sustituyendo:

$$t_{cab} = \frac{726 * 31,68}{17500 * 1 - 0,2 * 726} = 0,6599 \text{ plg} = 16,7606 \text{ mm}$$

Al adicionarle la tolerancia por corrosión (CA) se tiene:

$$t_{cab} = 0,6599 + CA = 0,6599 + 0,125 = 0,7849 \text{ plg} = 19,9357 \text{ mm}$$

Al seleccionar un espesor comercial del apéndice G se tiene lo siguiente:

$$t_{cab \text{ comer}} = 0,8125 \text{ plg} = 20,6325 \text{ mm}$$

4.4.5.3. Espesor de boquillas del recipiente

Para la boquilla de la entrada de la mezcla cuyo diámetro interno es 6 plg se tiene lo siguiente

a) Espesor por esfuerzo circunferencial (t_c):

$$t_c = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P}$$

Donde

P : Presión de diseño (lb/plg^2)

R : Radio interno de la boquilla (plg , ver tabla 4.3)

S : Esfuerzo máximo permisible (lb/plg^2)

E : Eficiencia de la soldadura

En el caso de las boquillas los valores de R , S y E cambian para la misma ecuación. La magnitud del radio interno de la boquilla no dependerá solamente de la referencia provista por la tabla 4.3, también se debe buscar un valor aproximado de conveniencia en el apéndice G, en donde se puede leer los valores estandarizados de diámetros y espesores de tuberías. Por otro lado para el cómputo de boquillas el material a seleccionarse debe ser el SA-106 B, lo que indica que el esfuerzo máximo permisible también cambia y su valor se puede ver en el apéndice D. Por último la eficiencia de la soldadura cambia porque no se trata del mismo tipo de soldadura como la que le corresponde al cuerpo del equipo, ver apéndice E.

Ahora bien, al sustituir se tiene que:

$$t_c = \frac{726 * 2,8805}{15000 * 0,55 - 0,6 * 726} = 0,2676 \text{ plg} = 6,7974 \text{ mm}$$

c) Espesor con esfuerzos longitudinales (tl):

$$tl = \frac{P * R}{2 * S * E + 0,4 * P}$$

Sustituyendo los valores anteriormente usados:

$$t_c = \frac{726 * 2,8805}{15000 * 0,55 + 0,4 * 726} = 0,1245 \text{ plg} = 3,1636 \text{ mm}$$

Ahora siguiendo lo indicado con anterioridad, se toma el mayor entre t_c y t_l para sumarle un espesor por corrosión ($CA = 0,125 \text{ plg}$) como sigue a continuación:

$$t = t_c + CA = 0,2676 + 0,125 = 0,3926 \text{ plg} = 9,9724 \text{ mm}$$

Siendo t : el espesor requerido para la tubería de la boquilla del equipo. Al buscarse el espesor comercial o estándar superior inmediato a este valor (ver apéndice G) se encontró lo siguiente:

$$t_{comer} = 0,432 \text{ plg} = 10,9728 \text{ mm}$$

Tanto el diámetro como el espesor seleccionados para el cálculo de la boquilla corresponden a una tubería nominal de 6 plg con Schedule 80. Lo siguiente es comprobar si la tubería es de pared delgada, pues, esta es la condición para poder usar la ecuación 4.16 y 4.17. Para ello debe cumplirse que:

$$\frac{t}{d_i} \leq 0,10 \rightarrow \text{Al sustituir} \rightarrow \frac{0,432}{5,761} = 0,075 < 0,10$$

Por ende el recipiente si es de pared delgada. De esta misma manera se procedió para obtener todos los demás espesores del resto de las boquillas del depurador, los cuales se pueden ver con mejor detalle en el apéndice L.

4.2.5.4. Espesor de soldadura

Según UW-15 y UW-16 para espesores mínimos de soldadura, este no debe ser menor, al menor valor entre $\frac{1}{4}$ ", 0,7 veces el espesor de la boquilla ó 0,7 veces el

espesor del cuerpo. Al seleccionar el menor valor entre los espesores conseguidos se tiene que el menor valor es el de la boquilla de salida de líquidos ($t_{boq\ liq-comer}$)

$$t_{boq\ liq-comer} = 0,2180\ plg * 0,7 = 0,1526\ plg$$

Como es evidente $0,1526\ plg < 0,250\ plg$, por lo tanto:

$$t_{sol} = t_{boq\ liq-comer} = 0,2180\ plg = 5,5372\ mm$$

4.4.5.5. Cálculo de refuerzos

Para conseguir las dimensiones de las placas de refuerzo que se necesitan debido al desprendimiento de material en función de las boquillas de procesos para el depurador, la sección UG-37 de norma ASME indica el uso de ciertas fórmulas para alcanzar estos valores. Vale acotar que el apartado UG-36 de la norma específica que no es necesario reforzar todas las boquillas del equipo, por lo que el método mostrar solo aplica para las boquillas con un diámetro mayor de 3 plg

Para las boquillas de entrada de la mezcla y la de salida de gas que tienen 6 plg de diámetro se hace lo siguiente.

- a) Área de refuerzo requerida (ver figura H.4, apéndices H para visualizar mejor esta área)

$$A_{req} = d * tr * F * 2 * tn * tr * F * (1 - fr1) \quad (4.19)$$

Donde

d : Diámetro interno de la boquilla (plg, en condición de corroída)

tr : Espesor requerido del cuerpo (plg, excluyendo CA)

tn : Espesor nominal de la boquilla (plg , excluyendo CA)

F : Factor de corrección de esfuerzos

$fr1$: Relación entre los esfuerzos de los materiales (ver apéndice H, figura H5)

Sn : Resistencia del material de la boquilla (lb/plg^2)

Sv : Resistencia del material del cuerpo o cabezal (lb/plg^2)

$$fr1 = 1$$

Sustituyendo en la ecuación:

$$A_{req} = 6,011 * 0,6739 * 1 + 2 * 0,3070 * 0,6739 * 1 * (1 - 1)$$

$$A_{req} = 4,0508 plg^2 = 26,1342 cm^2$$

b) Área de refuerzo existente

Para ello es necesario calcular A_1 , A_2 , A_3 y A_4 (ver figura H.4, apéndices H para visualizar mejor estas áreas).

Donde

A_1 : Área disponible del recipiente (plg^2)

A_2 : Área disponible de la boquilla en la proyección exterior (plg^2)

A_3 : Área disponible de la boquilla en el interior (plg^2 , ver apéndice H, figura H4)

A_4 : Área de soldadura en la boquilla (plg^2 , solo se tomará en cuenta la parte exterior, ver apéndice H, figura H4)

Para el A_1 se debe elegir entre el mayor valor que arroje las fórmulas siguientes:

$$A'_1 = d(E1 * t - F * tr) - 2tn(E1 * t - F * tr)(1 - fr1) \quad (4.20)$$

$$A''1 = 2(t + tn)(E1 * t - F * tr) - 2tn(E1 * t - F * tr)(1 - fr1) \quad (4.21)$$

Donde

$E1$: Es la eficiencia de la junta, cuyo valor es 1 (ver apéndice H)

t : Espesor nominal del cuerpo (plg , excluyendo CA)

Al sustituir

$$A'1 = 6,011(1 * 0,6875 - 1 * 0,6739) - 2 * 0,3070(1 * 0,6875 - 1 * 0,6739)(1 - 1)$$

$$A'1 = 0,0817 \text{ plg}^2 = 0,5274 \text{ cm}^2$$

$$A''1 = 2(0,6875 + 0,3070)(1 * 0,6875 - 1 * 0,6739) - 2 * 0,3070(1 * 0,6875 - 1 * 0,6739)(1 - 1)$$

$$A''1 = 0,0271 \text{ plg}^2 = 0,1745 \text{ cm}^2$$

$$\text{Por lo tanto } A_1 = 0,0817 \text{ plg}^2 = 0,5274 \text{ cm}^2$$

Para el A_2 se debe elegir entre el menor valor que arroje las fórmulas siguientes

$$A'2 = 5(tn - tnr) * fr2 * t \quad (4.22)$$

$$A''2 = 5(tn - tnr) * fr2 * tn \quad (4.23)$$

Donde

$fr2$: Relación entre los esfuerzos de los materiales, en este caso tendrá el mismo valor de $fr1$ (ver apéndice H)

Sustituyendo:

$$A'2 = 5(0,3070 - 0,1436) * 0,8571 * 0,6875 = 0,4814 \text{ plg}^2 = 3,1061 \text{ cm}^2$$

$$A''^2 = 5(0,3070 - 0,1436) * 0,8571 * 0,3070 = 0,2150 \text{ plg}^2 = 1,3870 \text{ cm}^2$$

$$\text{Por lo tanto } A_2 = 0,2150 \text{ plg}^2 = 3,1061 \text{ cm}^2$$

Para el A_3 que corresponde al área disponible por la boquilla en el interior del recipiente no se tomara en cuenta para este caso por la razón de que las boquillas estarán ubicadas al tope con el cuerpo del recipiente.

Para el A_4 se tiene la siguiente ecuación:

$$A_{41} = (t \text{ sol})^2 * fr^2 \quad (4.24)$$

Al sustituir:

$$A_4 = A_{41} = (0,2180)^2 * 0,8571 = 0,0407 \text{ plg}^2 = 0,2628 \text{ cm}^2$$

Ahora al sumar A_1 , A_2 y A_4 se tiene el área de refuerzo existente

$$A_{\text{existente}} = 0,0817 + 0,215 + 0,0407 = 0,3374 \text{ plg}^2 = 2,1768 \text{ cm}^2$$

Como $A_{\text{existente}} = 0,332 \ll A_{\text{req}} = 4,0508$, es totalmente indispensable reforzar esta área. Para reforzar el área la UG-37 estipula que se deben incrementar las áreas A_2 y A_4 como sigue a continuación:

c) Placa de refuerzo

En primer lugar se escoge el menor valor entre las siguientes para conseguir una nueva A_2

$$A'2 = 5(tn - tnr) * fr^2 * t$$

$$A''^2 = 2 * (tn - tnr) * (2,5 * tn + te) * fr2 \quad (4.25)$$

Donde

te : Es el espesor de la placa de refuerzo

La norma UG-40 (Límites de Refuerzo) estipula que se debe elegir el menor valor las opciones a continuación.

$$te = y \leq 2,5 * t \text{ (sin CA), Al sustituir } \rightarrow 2,5 * 0,6875 = 1,7187 \text{ plg}$$

$$te = y \leq 2,5 * tn \text{ (sin CA), Al sustituir } \rightarrow 2,5 * 0,307 = 0,7505 \text{ plg}$$

Por lo tanto $te = 0,75 \text{ plg}$

Entonces:

$$A''^2 = 2(0,3070 - 0,1436) * (2,5 * 0,3070 + 0,75) * 0,8571$$

$$A''^2 = 0,4251 \text{ plg}^2 = 2,7424 \text{ cm}^2$$

Como $A'2 > A''2$, entonces la nueva área $A_2 = 0,4251 \text{ plg}^2 = 2,7424 \text{ cm}^2$

Ahora para incrementar A_4 se debe recalcular el área $A41$ y adicionarle un área $A42$ como sigue a continuación:

$$A41 = (tsol)^2 * fr3 \quad (4.26)$$

Siendo

$fr3 = (Sn/Sv)$ o (Sp/Sv) , el que sea menor

Sp : Resistencia del material de refuerzo (lb/plg^2)

En este caso el material del refuerzo será el mismo que el del cuerpo del equipo, por ende $S_p = 17500 \text{ lb/plg}^2$, entonces el valor de $fr3 = 0,8571$. Por lo tanto el nuevo $A41$ sigue siendo

$$A41 = 0,0407 \text{ plg}^2 = 0,2628 \text{ cm}^2$$

Continuando, para $A42$ se tiene que

$$A42 = (tsol)^2 * fr4 \quad (4.27)$$

Donde

$$fr4 = (S_p/S_v) = 1$$

Remplazando los valores:

$$A42 = (0,2180)^2 * 1 = 0,0472 \text{ plg}^2 = 0,3066 \text{ cm}^2$$

Entonces la nueva área A_4 es:

$$A_4 = A41 + A42 = 0,0407 + 0,0472 = 0,0883 \text{ plg}^2 = 0,5694 \text{ cm}^2$$

Ahora la nueva área existente es:

$$A_{\text{existente}} = A2 (\text{nueva}) + A4 (\text{nueva}) = 0,4251 + 0,0883 = 0,5134 \text{ plg}^2$$

$$A_{\text{existente}} = 3,3123 \text{ cm}^2$$

Finalmente se puede calcular el área para la placa de refuerzo mediante la siguiente.

$$A_{refuerz} = A_{req} - A_{existente} \quad (4.28)$$

Al remplazar los valores:

$$A_{refuerz} = 4,0508 - 0,5134 = 3,5374 \text{ plg}^2 = 22,8219 \text{ cm}^2$$

Como ya se tiene el área de la placa de refuerzo, ahora se busca el diámetro exterior de la placa con la siguiente fórmula:

$$Dp = \frac{A_{refuerz}}{te * fr4} + d + 2tn \quad (4.29)$$

$$Dp = \frac{3,5374}{0,75 * 1} + 6,011 + 2 * 0,3070 = 11,3415 \text{ plg} = 288,0741 \text{ mm}$$

La UG-40 contempla que la distancia medida desde la línea central de la conexión y el extremo del refuerzo (X), es decir $Dp = 2X$, debe estar entre el mayor de los siguientes.

$$X \leq d \text{ (sin CA), Al sustituir } \rightarrow X = 6,011 \text{ plg}$$

$$X \leq d/2 + tn + t \text{ (sin CA)} \rightarrow X = (6,011/2) + 0,3070 + 0,6875 = 4 \text{ plg}$$

Ahora la mitad del Dp obtenido es:

$$X = Dp/2 = 11,3415/2 = 5,6708 \text{ plg}$$

Por lo tanto el resultado obtenido es totalmente aceptable, sin embargo, el Dp conseguido se aproximara a 12 plg por cuestiones practicidad, siendo esto un desvió

despreciable a las comparaciones anteriores. Para las boquillas de visita y limpieza se aplicó el mismo método mostrado.

4.4.5.6. Peso del equipo

En esta oportunidad se obtendrán tres tipos de pesos del equipo:

a) Peso del equipo vacío

Primero se calcula el peso por unidad de longitud del cuerpo, esto solo incluye el peso del cilindro y los cabezales.

$$P_b = 180 * t_m * D_{std} \quad (4.30)$$

Siendo

P_b : Peso por unidad de longitud (lb/ft)

t_m : Espesor del cuerpo del depurador (plg)

D_{std} : Diámetro interno del depurador (ft)

Al sustituir se tiene:

$$P_b = 180 * 0,8125 * 2,64 = 386,1 \frac{lb}{ft} = 574,5940 \frac{kg}{m}$$

Ahora el peso del cuerpo está dado por:

$$P_{cuerp} = P_b * L \quad (4.31)$$

Donde

P_{cuerp} : Peso del cuerpo (lb)

L : Longitud de costura a costura (ft)

Al remplazar:

$$P_{cuerp} = 386,1 * 7,3214 = 2826,7925 \text{ lb} = 1282,2426 \text{ kg}$$

Se continúa con la suma del peso de las boquillas principales del proceso, este peso incluye el de la brida de cuello soldable y el de la placa de refuerzo para cada boquilla (ver apéndice I)

Boquilla de entrada de mezcla = 120 lb

Boquilla de salida de gas = 120 lb

Boquilla de salida de líquidos = 15 lb

Boquilla de visita = 1245 lb

Al sumar estos valores se consigue el peso total que soporta el equipo por razón de las boquillas:

$$P_n = 1500 \text{ lb} = 680,4 \text{ kg}$$

Ahora bien, el peso del recipiente viene dado por:

$$P_{recip} = P_{cuerp} + P_n + P_i \quad (4.32)$$

Donde

P_i : Peso de la malla de coalescencia o demister (15 lb, ver apéndice I)

Al sustituir:

$$P_{recip} = 2826,7925 + 1500 + 15 = 4341,7925 \text{ lb} = 1969,4466 \text{ kg}$$

No obstante aun faltan algunos pesos por incluir para obtener el peso del equipo vacío, tales como:

1. Peso por algunos internos

$$P_{inter} = 0,4 * P_{recip} \quad (4.33)$$

$$P_{inter} = 0,4 * 4341,7925 = 1736,7170 \text{ lb} = 787,7786 \text{ kg}$$

2. Peso por instrumentación

$$P_{inst} = 0,08 * P_{recip} \quad (4.34)$$

$$P_{inst} = 0,08 * 4341,7925 = 347,3434 \text{ lb} = 157,5557 \text{ kg}$$

3. Peso soldadura y/u otros factores que se ignoren

$$P_{sol} = 0,06 * P_{recip} \quad (4.35)$$

$$P_{sol} = 0,06 * 4341,7925 = 260,5076 \text{ lb} = 118,1668 \text{ kg}$$

Al sumar estos pesos adicionales y agregárselos al peso del recipiente se logra el peso total del equipo vacío

$$P_{equip} = 6686,3605 \text{ lb} = 3032,9478 \text{ kg}$$

b) Peso del equipo en condiciones de operación

Cálculo del volumen de condensados dentro del equipo:

$$Vol_{condens} = \frac{0,6667 * \pi * Ri^3}{2} + \pi * Ri^2 * h_{liq} \quad (4.36)$$

Siendo

$Vol_{condens}$: Volumen de los líquidos condensados (plg^3)

R_i : Radio interno del recipiente y de cabezales (plg)

h_{liq} : Altura total del líquido condensado (plg , ver tabla 4.3)

Remplazando:

$$Vol_{condens} = \frac{0,6667 * \pi * 15,84^3}{2} + \pi * 15,84^2 * 11,8569$$

$$Vol_{condens} = 13508,0447 \text{ plg}^3 = 0,2214 \text{ m}^3$$

Ahora se continúa con el peso de los condensados:

$$P_{condens} = Vol_{condens} * \rho_{condens} \quad (4.37)$$

Donde

$P_{condens}$: Peso de los líquidos condensados (lb)

$\rho_{condens}$: Densidad del condesado (lb/plg^3 , ver tabla 4.1)

Al sustituir:

$$P_{condens} = 13508,0447 * 0,0291 = 295,9575 \text{ lb} = 134,2444 \text{ kg}$$

Cálculo del volumen interno del equipo (cabezales y cilindro)

$$Vol_{cuerp} = \left(\frac{2 * \pi * R_i^3}{3} + \pi * L * R_i^2 \right) \quad (4.38)$$

Al remplazar:

$$Vol_{cuerp} = \left(\frac{2 * \pi * 15,84^3}{3} + \pi * 87,8568 * 15,84^2 \right) = 77576,3724 \text{ plg}^3 = 1,2712 \text{ m}^3$$

Cálculo del volumen de gas dentro del equipo

$$Vol_{gas} = Vol_{cuerp} - Vol_{condens} \quad (4.39)$$

$$Vol_{gas} = 77576,3724 - 13508,0447 = 64068,3276 \text{ plg}^3 = 1,0499 \text{ m}^3$$

Ahora el peso del gas esta dado por:

$$P_{gas} = Vol_{gas} * \rho_{gas} \quad (4.40)$$

Donde

P_{gas} : Peso por parte del gas (lb)

ρ_{gas} : Densidad del gas (lb/plg^3 , ver tabla 4.2)

$$P_{gas} = 64068,3276 * 0,0016 = 100,326 \text{ lb} = 45,3741 \text{ kg}$$

El peso del equipo en condiciones de operación se obtiene por:

$$P_{oper} = P_{equip} + P_{condens} + P_{gas} \quad (4.41)$$

$$P_{oper} = 6686,3605 + 295,9575 + 100,326 = 7082,3506 \text{ lb} = 3212,5663 \text{ kg}$$

c) Peso del equipo por prueba hidrostática

Para este caso se necesita de nuevo el valor ya calculado del volumen del cuerpo como se ve a continuación:

$$P_{agua} = Vol_{cuerp} * \rho_{agua} \quad (4.42)$$

Siendo:

P_{agua} : Peso ejercido por agua dentro del equipo (lb)

ρ_{agua} : Densidad del agua (lb/plg^3)

Al remplazar:

$$P_{\text{agua}} = 77576,3724 * 0,0361 = 2802,6170 \text{ lb} = 1271,2486 \text{ kg}$$

Entonces el peso del equipo bajo la prueba hidrostática viene dada por:

$$P_{\text{prueb}} = P_{\text{equip}} + P_{\text{agua}} \quad (4.43)$$

$$P_{\text{prueb}} = 6686,3605 + 2802,6170 = 9488,9776 \text{ lb} = 4304,1964 \text{ kg}$$

4.4.5.7. Momento por viento

Los recipientes verticales sujetos al empuje del viento se consideran como vigas en voladizo con carga uniforme (ver figura 4.8)

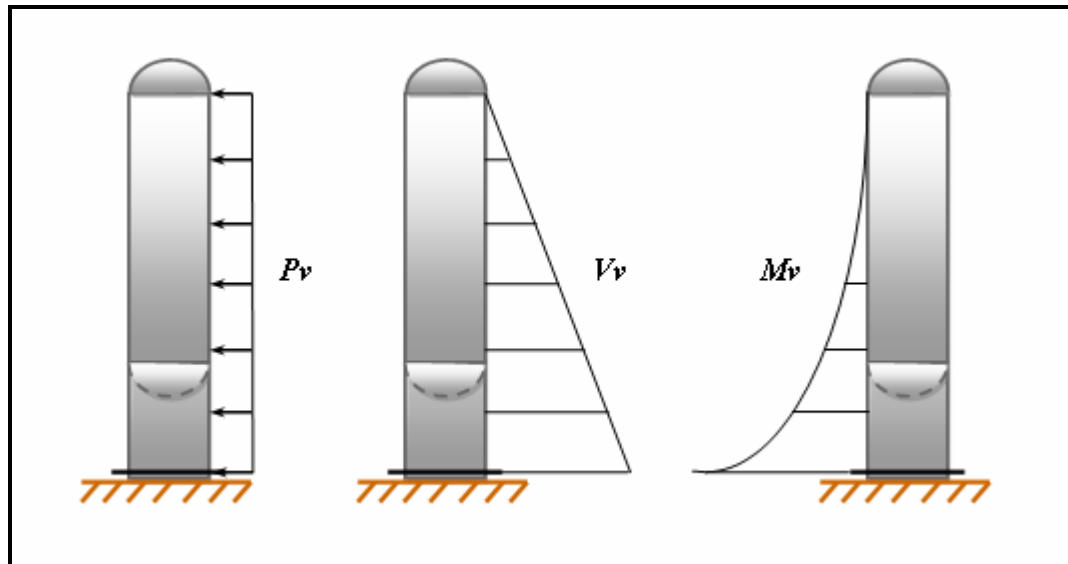


Figura 4.8. Ejemplificación de cargas en un recipiente vertical. [Fuente Propia]

El inicio de este cómputo parte de la búsqueda de la presión ejercida por el viento sobre el recipiente vertical, esto se hace de la manera siguiente:

$$P_v = 0,0025 * (V_w)^2 \quad (4.44)$$

Donde

P_v : Presión ejercida por el viento (lb/ft^2)

V_w : Velocidad promedio del viento donde se instala el depurador por la ingeniería básica ($millas/hr$)

Al sustituir:

$$P_v = 0,0025 * (71,4545)^2 = 12,7644 \frac{lb}{ft^2} = 612,1043 Pa$$

Ahora se calcula la fuerza de corte debida al viento mediante la siguiente ecuación:

$$V = P_v * D * (L + hf) \quad (4.45)$$

Siendo

V : Fuerza de corte (lb)

D : Diámetro externo del recipiente (ft , ver tabla 4.3)

L : Longitud de costura a costura del equipo (ft , ver tabla 4.3)

hf : Altura de la falda (ft , esta magnitud será igual al del diámetro interno calculado del equipo)

Al remplazar:

$$V = 12,7644 * 2,7754 * (7,3214 + 2,6247) = 352,3548 lb = 1569,7714 Nw$$

Entonces el momento ejercido por el viento se consigue por:

$$M_v = V * (L + hf) \quad (4.46)$$

Sustituyendo:

$$M_v = 352,3548 * (7,3214 + 2,6247) = 3504,5561 \text{ lb} * \text{ft} = 4758,8738 \text{ Nw} * \text{m}$$

Ahora se continúa con el cálculo del espesor requerido para soportar la fuerza del viento a través de la siguiente fórmula:

$$t = \frac{12 * M_v}{(R^2 * \pi * S * E)} \quad (4.47)$$

Sabiendo que

R : Radio interno del recipiente (plg)

S : Esfuerzo máximo permisible (lb/plg^2)

E : Eficiencia de la junta

Remplazando:

$$t = \frac{12 * 3504,5561}{15,84 * \pi * 17500 * 1} = 0,0030 \text{ plg} = 0,05979 \text{ mm}$$

A este espesor “ t ” se le suma la mitad del espesor conseguido por presión interna t_{comer}

$$t + \frac{t_{comer}}{2} = 0,4093 \text{ plg} = 10,3785 \text{ mm}$$

Como $t + (t_{comer}/2) < t_{comer}$ entonces se mantiene el espesor obtenido por presión interna.

4.4.5.8. Momento por sismo

Para el análisis de momento por sismo también se consideran a los recipientes verticales como vigas en voladizo con carga uniforme (ver figura 4.8).

Para realizar este análisis se tomó en cuenta las normas de PDVDA JA-221, PDVSA JA-222 y la PDVSA 90615.1.013 siguiendo los procedimientos de dichas normas se debe hacer lo siguiente para recipientes verticales.

En primer lugar se deben tomar los siguientes valores de las figuras J1 y J2 del apéndice J

$a^* = 55,5 \text{ cm/seg}^2$ (Aceleración característica del peligro sísmico en cada localidad)

$\gamma = 4,3$ (Valor característico del peligro sísmico en cada localidad)

Luego se busca en la tabla J1 lo siguiente:

Grado de riesgo: B

Probabilidad anual de excedencia de los movimientos del terreno ($P1$) = 0,001

Ahora se calcula la probabilidad de no existencia con la siguiente fórmula:

$$P = (1 - P1)^{Vut} \quad (4.48)$$

Siendo

Vut : Vida útil (20 años, valor que se estima de servicio)

$$P = (1 - 0,001)^{20} = 0,9802$$

Cálculo de la aceleración horizontal máxima del terreno:

$$a = a^* * (- \ln (1 - P1))^{-\left(\frac{1}{\gamma}\right)} \quad (4.49)$$

$$a = 55,5 * (- \ln (1 - 0,001))^{-\left(\frac{1}{4,3}\right)} = 276,6412 \frac{\text{cm}}{\text{seg}^2}$$

Aceleración horizontal máxima del terreno expresado como fracción de la aceleración de la gravedad (A_0).

$$A_0 = \frac{a}{g} \quad (4.50)$$

Siendo

g : La aceleración de gravedad (981 cm/seg^2)

$$A_0 = \frac{276,6412}{981} = 0,2820$$

La norma JA-222 de PDVSA indica que se necesita el factor de amortiguamiento “ ξ ” (ver apéndice J, tabla J2)

$$\xi = 0,03 \%$$

Factor de ductilidad “ D ”, (ver apéndice J, tabla J3):

$$D = 2$$

Lo siguiente es determinar la forma espectral (S1, 2, 3 o 4) y el factor de corrección del coeficiente de aceleración horizontal (ϕ), (ver tabla J4 del apéndice J)

$$\text{Forma espectral} = S2$$

$$\phi = 1$$

Valores de forma del espectro, (ver tabla J5 del apéndice J):

T° : Valor del período que define parte del espectro elástico normalizado (seg).

T^* : Valor máximo del período en el intervalo donde los espectros elásticos normalizados tienen un valor constante (seg).

β : Uno de los parámetros que definen la forma de los espectros.

Teniendo que:

$$T^{\circ} = 0,2$$

$$T^* = 0,8$$

$$\beta = 2,6$$

Cálculo del factor de amplificación espectral (β^*):

$$\beta^* = \frac{\beta}{2,3} * (0,0853 - 0,739 \ln \xi) \quad (4.51)$$

Sustituyendo:

$$\beta^* = \frac{2,6}{2,3} * (0,0853 - 0,739 \ln 0,03) = 3,0258$$

Cálculo de fuerza cortante sísmica en el recipiente:

$$V_o = \frac{\beta^* * A_o}{\sqrt{(2 * D - 1)}} * W \quad (4.52)$$

Siendo:

V_o : Fuerza cortante en la base (Nw)

A_o : Coeficiente de la aceleración máxima del terreno.

D : Factor de ductilidad

W : Peso total (lb)

Al remplazar valores:

$$V_o = \frac{3,0258 * 0,282}{\sqrt{(2 * 2 - 1)}} * 9488,9776 = 4674,5861 \text{ lb} = 20793,4939 \text{ Nw}$$

Con el valor de la cortante sísmica y el peso del recipiente se puede obtener el coeficiente sísmico (C):

$$C = \frac{V_0}{W} \quad (4.53)$$

$$C = \frac{4674,5861}{9488,9776} = 0,4926$$

Finalmente se puede definir el momento por sismo por medio de la siguiente fórmula:

$$M_s = \frac{2 * C * W * (hf + L)}{3} \quad (4.54)$$

$$M_s = \frac{2 * 0,4926 * 9488,9776 * (2,6247 + 7,3214)}{3}$$

$$M_s = 30995,9339 \text{ lb} * \text{ft} = 42039,9066 \text{ Nw} * \text{m}$$

Cálculo del espesor por sismo:

$$t = \frac{12 * M_s}{(R^2 * \pi * S * E)}$$

$$t = \frac{12 * 30995,9339}{(15,84^2 * \pi * 17500 * 1)} = 0,0270 \text{ plg} = 0,6851 \text{ mm}$$

A este espesor “t” se le suma la mitad del espesor conseguido por presión interna

t_{comer}

$$t + \frac{t_{comer}}{2} = 0,4332 \text{ plg} = 11,0039 \text{ mm}$$

Como $t + (t_{comer}/2) < t_{comer}$ entonces se mantiene el espesor obtenido por presión interna

4.4.5.9. Esfuerzos producidos sobre el equipo

a) Esfuerzo producido por el viento (S_w)

$$S_w = \frac{12 * M_v}{R^2 * \pi * t_{comer}}$$

Siendo

R : Radio de la fibra media en el recipiente (plg)

t_{comer} : Espesor comercial del cuerpo y/o cabezales (plg)

Sustituyendo:

$$S_w = \frac{12 * 3504,5561}{16,2463^2 * \pi * 0,8125} = 62,4216 \frac{\text{lb}}{\text{plg}^2} = 0,4310 \text{ MPa}$$

b) Esfuerzo producido por sismo (S_s)

$$S_s = \frac{12 * M_s}{R^2 * \pi * t_{comer}}$$

Al sustituir:

$$S_s = \frac{12 * 30995,9339}{16,2463^2 * \pi * 0,8125} = 552,0857 \frac{\text{lb}}{\text{plg}^2} = 3,8079 \text{ MPa}$$

c) Esfuerzo producido por presión interna (S_p)

$$S_p = \frac{P * D_{fm}}{2 * t_{comer}} \quad (4.55)$$

Siendo

P : Presión de Diseño (lb/plg^2)

D_{fm} : Diámetro de la fibra media del recipiente (plg)

Sustituyendo:

$$S_p = \frac{726 * 32,4925}{2 * 0,8125} = 14516,6492 \frac{lb}{plg^2} = 100,0891 \text{ MPa}$$

d) Esfuerzo producido por peso propio (S_g)

$$S_g = \frac{W}{c * t_{comer}} \quad (4.56)$$

Donde

W : Peso total del recipiente (lb)

c : Perímetro del cuerpo medido desde el diámetro medio (plg)

$$S_g = \frac{9488,9776}{459,0849 * 0,8125} = 25,4392 \frac{lb}{plg^2} = 0,1725 \text{ MPa}$$

4.4.5.10. Análisis de combinación de esfuerzos

En esta parte se chequea que la combinación de los esfuerzos en la condición más desfavorable sea menor al esfuerzo máximo por el material multiplicado por la eficiencia de la soldadura

Esfuerzos dominantes:

a) En el lado del viento

(+) Esfuerzo por sismo = 552,0857

(+) Esfuerzo por presión interna = 14516,6492

(-) Esfuerzo por peso propio = -25,4392

$$\mathbf{Total} = 15043,2957 \text{ lb/plg}^2$$

b) Lado contrario del viento

(-) Esfuerzo por sismo = - 552,0857

(+) Esfuerzo por presión interna = 14516,6492

(-) Esfuerzo por peso propio = - 25,4392

$$\mathbf{Total} = 13939,1244 \text{ lb/plg}^2$$

Ahora se multiplica el esfuerzo máximo del material por la eficiencia de soldadura

$$S * E = 17500 * 1 = 17500 \text{ lb/plg}^2$$

Como es evidente el equipo podrá soportar la aplicación de los esfuerzos combinados a los que será sometido.

4.4.5.11. Cálculo del espesor del faldón

Este espesor se define a través de la siguiente fórmula:

$$t = \frac{12 * M_t}{R^2 * \pi * S * E} + \frac{W}{D * \pi * S * E} \quad (4.57)$$

Donde

t : Espesor requerido para el faldón (plg)

M_t : Momento en la línea de tangencia del fondo (lb*ft)

R : Radio exterior del faldón (plg)

D : Diámetro exterior del faldón (plg)

W : Peso total del recipiente (lb)

Remplazando:

$$t = \frac{12 * 30995,9339}{16,6525^2 * \pi * 17500 * 1} + \frac{9488,9776}{33,305 * \pi * 17500 * 1}$$

$$t = 0,0296 \text{ plg} = 0,7514 \text{ mm}$$

Espesor comercial seleccionado para el faldón:

$$t_{comer} = 0,4375 \text{ plg}$$

4.4.5.12. Análisis de vibración

El valor máximo de período permisible en este tipo de recipientes esta dado por:

$$T_a = 0,8 * \sqrt{\frac{W * H}{V * g}} \quad (4.58)$$

Siendo

T_a : Máximo período de vibración permisible (*seg*)

H : Longitud del recipiente incluyendo el faldón (*ft*)

W : Peso total del recipiente (*lb*)

V : Fuerza cortante (*lb*)

g : Aceleración de la gravedad (*ft/seg²*)

$$T_a = 0,8 * \sqrt{\frac{9488,9776 * 9,9461}{4015,1278 * 32,3}} = 0,6825 \text{ seg}$$

El período de vibración producido durante su operación normal esta dado por:

$$T = 0,0000265 * \left(\frac{H}{D}\right)^2 * \sqrt{\frac{W * D}{t_{fald}}} \quad (4.59)$$

Donde

T : Período de vibración (*seg*)

D : Diámetro exterior del recipiente (*ft*)

w : Peso de la torre por pie de altura (*lb*)

t_{fald} : Espesor del faldón (*plg*)

$$T = 0,0000265 * \left(\frac{9,9461}{2,7754}\right)^2 * \sqrt{\frac{1296,0605 * D}{0,4375}} = 0,0309 \text{ seg}$$

Como se aprecia la vibración real no es mayor que la vibración permitida

4.4.5.13. Deflexión

Los recipientes verticales deben diseñarse para que su deflexión no sea mayor de 6 *plg* por cada 100 *ft* de altura (ver figura 4.9), la deflexión debida a la carga de viento se calcula mediante:

$$\Delta M = \frac{Pw * D_1 * H * (12 * H)^3}{8 * E * I} \quad (4.60)$$

Donde

ΔM : Deflexión máxima en la parte superior (*plg*)

Pw : Presión del viento (*lb/ft²*)

D_1 : Ancho de la torre (*ft*)

H : Altura del recipiente incluyendo el faldón (*ft*)

E : Módulo de elasticidad (*lb/plg²*, ver apéndice D, tabla D.1)

I : Momento de inercia para cascos cilíndricos delgados (*ft⁴*, $I = R^3 * \pi * t$, si $R > 10 * t$)

R : Radio medio de la torre ($R = 16,2463 \text{ plg}$)

t : Espesor del faldón (*plg*)

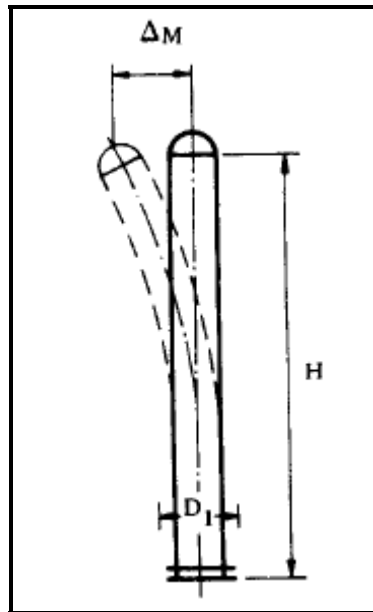


Figura 4.8. Deflexión en un recipiente vertical. [10]

Al sustituir:

$$10 * 0,4375 = 4,375 \text{ plg} < 16,2463 \text{ plg}$$

$$I = (16,2463)^3 * \pi * 0,4375 = 5893,6905 \text{ plg}^4$$

$$\Delta M = \frac{12,7644 * 2,77454 * 9,9461 * (12 * 9,9461)^2}{8 * 30 * 10^6 * 5893,6905} = 0,000424 \text{ plg}$$

Para $H = 9,9461 \text{ ft}$ se tiene que la deflexión máxima es:

$$\Delta M_{max} = \frac{9,9461 * 6}{100} = 0,5968 \text{ plg}$$

Como la deflexión calculada “ ΔM ” no sobrepasa este límite, el espesor de diseño del faldón es satisfactorio.

Otros detalles no expuestos en la muestra de cálculos, que no dejan de ser importantes como orejas de izaje (donde se puede ver que la selección de este es proporcional al peso del equipo), orejas de puesta a tierra, la selección de bridas y también lo correspondiente a pinturas para la protección del exterior del recipiente, se muestran en el apéndice K, L y M respectivamente.

Teniendo ya todos los cálculos del diseño realizados y para dar por finalizando de esta manera la fase de ingeniería básica en este trabajo, en el apéndice N se puede observar de manera resumida todos los valores requeridos para continuar con la siguiente fase (ingeniería de detalle), en la cual se debe suministrar al cliente (en este caso PDVSA) los planos de detalles del recipiente por adquirir (ver apéndice Ñ), entre otras tareas.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1. Conclusiones

1. Según lo obtenido en el estudio del sistema operacional entre la EF. ORC-01 – ZIMCA, la instalación de un depurador convencional es más factible que la de uno ciclónico.
2. Para poder realizar la depuración requerida por el sistema en la EF. ORC-01 el depurador debe cumplir con el siguiente dimensionamiento: diámetro interno del recipiente de 800 mm, un diámetro interno de boquillas de entrada de mezcla de 152,4 mm (igual para la boquilla de salida de gas limpio), un diámetro de salida de líquidos de 50,8 mm y una longitud de costura a costura de 2,26 m
3. El uso del software SEPAVERT.EXE respaldo y comprobó favorablemente el diseño conceptual del cuerpo depurador convencional realizado en este trabajo.
4. Para garantizar el buen funcionamiento y resistencia del cuerpo del equipo sometido bajo las condiciones de operación durante su utilización el cuerpo debe conformarse con un espesores de pared de 20,6 mm, un espesor de cabezales de 20,6 mm, un espesor de boquillas de mezcla de 10,97 mm (de igual manera para boquilla de salida de gas limpio), un espesor de boquilla de líquidos de 5,54 mm, un espesor de faldón de 11,11 mm entre otros valores que se pueden ver en los planos de detalle.

5. Con el fin de organizar, comprender de mejor manera y tener mayor precisión al momento de la puesta en construcción del recipiente se debe contar con los planos de detalles del mismo

6. El diseño de las dimensiones del cuerpo de un depurador convencional y el diseño mecánico de recipientes a presión del mismo, forma parte de la ingeniería básica de un proyecto.

5.2. Recomendaciones

- Se recomienda para futuras comprobaciones de diseño conceptual un software más actualizado.
- Se recomienda someter a una simulación de flujo a las dimensiones del cuerpo del equipo, agregando los aditamentos requeridos para la mejora de la separación bifásica.
- Se recomienda también someter a una simulación a el cuerpo como tal, para comprobar y verificar los esfuerzos a los que se encontrara sometido este recipiente durante su vida útil, con el fin de afianzar estos números en el momento de su fabricación.

BIBLIOGRAFÍA

- 1) GARCÍA, A., **“Evaluación del sistema de depuración ciclónico vs sistema convencional, para recomendar la utilización de la mejor tecnología en las instalaciones de flujo del Tejero y Santa Barbara de la empresa PDVSA, en el distrito norte Punta de mata, Estado Monagas”**. Trabajo de Grado. Departamento de Ing de Mantenimiento Mecánica, IUP Santiago Mariño, Extensión Maturín (2005).
- 2) GUERRERO, M., **“Diseño de un dispositivo que permita la separación de las partículas sólidas y líquidas arrastradas por la corriente gas que despachan los separadores gas- líquido, en la estación de descarga Musipan del Distrito norte PDVSA Estado Monagas”**. Tesis de Grado. Departamento de Química, UDO, Núcleo Anzoátegui (2005).
- 3) URICARE, J., (2007). **“Diseño conceptual de separadores y depuradores bifásicos verticales”**. Trabajo de Grado. Departamento de Petróleo, UDO, Núcleo Anzoátegui (2007).
- 4) PDVSA, **“Tambores Separadores, Principios Básicos”, Manual de Diseño de Procesos**, (1983).
- 5) RODRÍGUEZ, P., **“Envases a Presión”**, V&VR Consultores, C.A.
- 6) PDVSA, **“Tambores Separadores, Separadores Líquido-Vapor”, Manual de Diseño de Procesos**, (1983).

- 7) PDVSA, “**Guía de Ingeniería, Separadores Líquido-Vapor**”, **Manual de Ingeniería de Diseño**, (1983).
- 8) MARTÍNEZ, M., “**Diseño Conceptual de Separadores**”, Editorial Astro Data, Ingenieros consultores y Asociados, C.A., Edición 2002.
- 9) ASME, “**Boiler and pressure vessel code**”. Section VIII. Division 1.subsección A, (2004).
- 10) MEGYESY, E., “**Manual de Recipientes a Presión**”. Editorial Limusa, S.A. México. (1992).
- 11) PAYARES, F., “**Manual de Diseño de Recipientes a Presión**”. Universidad de Oriente. Puerto La Cruz (2007)
- 12) LEÓN, J., “**Diseño y Calculo de Recipientes a Presión**”, Edición 2001.
- 13) PDVSA JA-221, “**Diseño sísmo resistentes de instalaciones industriales**”, Manual de ingeniería de diseño, Volumen 18-I.
- 14) PDVSA, “**Especificación de Ingeniería, Diseño Sismorresistente de Recipientes y Estructuras**”, Manual de Ingeniería de Diseño, (1983).
- 15) ROJAS, C., “**Manual para la Presentación del Proyectos y de la Tesis de Pregrado en Ingeniería**”, primera edición, Editorial UDO Anzoátegui, Barcelona, Edo Anzoátegui.
- 16) NATCO GROUP, “**Catalogo de ventas**”, (2007)

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

TÍTULO	“DISEÑO DE UN DEPURADOR DE GAS – LÍQUIDO PARA LA ESTACIÓN DE FLUJO OROCUAL 1. PDVSA DISTRITO NORTE. ESTADO MONAGAS”
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CVLAC / E MAIL
Boutto V., Leonel J.	CVLAC: 15.634.541 EMAIL: ljos_83@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:

PALABRAS O FRASES CLAVES:

Depurador

Separador

Recipiente

Esfuerzos

Espesor

Diseño

Sepavert.exe

Asme

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y ciencias aplicadas	Ingeniería Mecánica

RESUMEN (ABSTRACT):

El presente trabajo propone de manera detallada el cómo se debe diseñar el cuerpo un depurador de gas – líquido, para ser utilizado en la estación de flujo Orocuál 1, PDVSA Distrito Norte, Estado Monagas. En este proyecto se explicarán los fenómenos que interactúan en el funcionamiento de estos depuradores, su orientación y las diferencias entre los mismos, en particular entre dos de ellos, el convencional y el ciclónico que son los de uso más frecuente por la empresa. Se observará las consideraciones tomadas en cuenta para la selección del diseño de un dispositivo convencional, para posteriormente mostrar los cálculos que se realizaron para el dimensionamiento del equipo, en donde se utilizaron principalmente las normas de PDVSA para el diseño de éstos y cuyos valores fueron verificados mediante el uso de una herramienta computacional de cálculo llamada SEPAVERTICAL.EXE, al obtener una gran similitud entre resultados arrojados por el software y los cálculos realizados en el dimensionamiento del recipiente. También se realizó un diseño del recipiente a presión para dicho dispositivo, fundamentado en la norma ASME sección VIII, este estudio al igual que el anterior se hizo partiendo de las condiciones reales de operación a las cuales será sometido el artefacto diseñado, permitiendo seleccionar el material para el cuerpo del recipiente, las boquillas de entrada y salida de flujo, etc.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**CONTRIBUIDORES:**

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	ROL	CA	AS _x	TU	JU
Estaba, Richard	CVLAC:	12.576.266			
	E_MAIL	Richard_estaba@hotmail.com			
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Ramírez, Diony	ROL	CA	AS	TU _x	JU
	CVLAC:	12.974.668			
	E_MAIL	Dionyomar12@hotmail.com			
	E_MAIL				
García, Francisco	ROL	CA	AS	TU	JU _x
	CVLAC:	5.188.071			
	E_MAIL	garciacova@gmail.com			
	E_MAIL				
Sterlacci, Gaetano	ROL	CA	AS	TU	JU _x
	CVLAC:	5.976.608			
	E_MAIL	Fpayares@gmail.com			
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2010	03	22
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**ARCHIVO (S):**

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Diseño de un depurador. DOC	Application/msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H I
 J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y
 z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: Estación de flujo en Maturín (PDVSA)

TEMPORAL: 6 Meses

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

INGENIERO MECÁNICO

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

PRE-GRADO

ÁREA DE ESTUDIO:

DEPARTAMENTO DE MECÁNICA

INSTITUCIÓN:

UNIVERSIDAD DE ORIENTE, NÚCLEO ANZOÁTEGUI.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**DERECHOS**

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajos de grado.

"Los Trabajos de Grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente, y sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quién deberá participarlo previamente al Consejo Universitario, para su autorización"

Boutto Vallejo, Leonel José

AUTOR

Estaba, Richard

TUTOR

Sterlacci, Gaetano

JURADO

García, Francisco

JURADO

POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS:

Suárez, Diógenes