

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



**“EVALUACIÓN DEL DESARROLLO DE LA INGENIERÍA CONCEPTUAL
PARA EVITAR EL ARRASTRE DE LÍQUIDO HACIA LA PLANTA
TERMOELÉCTRICA WX-1, UBICADA EN EL OCCIDENTE DEL PAÍS”**

REALIZADO POR:

**ARENAS ANTONI, ANDRÉS DANIEL
PERDOMO MARCANO, LUISANA DEL VALLE**

TRABAJO DE GRADO PRESENTADO ANTE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE
COMO REQUISITO PARCIAL PARA OPTAR AL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

Barcelona, Diciembre de 2009

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



**“EVALUACIÓN DEL DESARROLLO DE LA INGENIERÍA CONCEPTUAL
PARA EVITAR EL ARRASTRE DE LÍQUIDO HACIA LA PLANTA
TERMOELÉCTRICA WX-1, UBICADA EN EL OCCIDENTE DEL PAÍS”**

ASESORES

Ing. José Rondón
Asesor Académico

Barcelona, Diciembre de 2009

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



**“EVALUACIÓN DEL DESARROLLO DE LA INGENIERÍA CONCEPTUAL
PARA EVITAR EL ARRASTRE DE LÍQUIDO HACIA LA PLANTA
TERMOELÉCTRICA WX-1, UBICADA EN EL OCCIDENTE DEL PAÍS”**

Ing. José Rondón
Asesor Académico

Ing. Freddy Santamaría
Jurado Principal

Ing. Luís Castro
Jurado Principal

Barcelona, Diciembre de 2009

ARTÍCULO 41

DE ACUERDO AL ARTÍCULO 41 DEL REGLAMENTO DE TRABAJO DE GRADO:

“LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE Y SOLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO”.

DEDICATORIA

A mi hijo: Julio Cesar

A mi Madre: Elizabeth Marcano

A mi Abuela: Luisa Whitter (Q.E.P.D)

A mis hermanos: Carlos y Félix

Luisana Perdomo

A mi Madre, Ana María Antoni, mi Padre Andrés Arenas y mi hermano Daniel Arenas que siempre me apoyaron y confiaron en mí.

A mi Novia, Andrea Gómez que amo y admiro mucho, por darme su apoyo incondicional en todo momento.

A mi Nonno Antonio Antoni que en paz descansa y a mi Nonna Josefina Azuaje que quiero mucho.

A mi abuelo Andrés Arenas y mi abuela Beatriz Cadenas que quiero mucho.

Andrés Arenas

AGRADECIMIENTO

A Dios todo poderoso por estar presente en cada momento de mi vida y darme salud y fortaleza para alcanzar esta meta.

A mi madre, quien con su cariño, sabiduría, y sacrificios se esforzó para asistirme durante toda mi carrera. Gracias madre por todo tu apoyo. Este logro te lo debo a ti. Te amo

A mi esposo Melchor Ledezma por estar allí en los momentos más difíciles de mi carrera, dándome ánimos, fuerzas, comprensión. Quien confió en que si podría alcanzar esta meta. En gran parte este logro también te lo debo a ti. Te amo mi negro tético.

A mis hermanos Carlos y Félix por toda su ayuda y colaboración para conmigo y mi hijo. Los quiero inmensamente.

A mi asesor académico, Prof. José Rondón por toda la ayuda brindada para lograr este trabajo. Gracias por la confianza y la paciencia durante esta etapa de mi carrera.

A mis compañeros Andrés Arenas, José Caraballo y David Larrazábal por toda la ayuda, comprensión y paciencia.

A mi padre Carlos Perdomo por confiar en que si lograría esta meta. Te quiero mucho.

A la Prof. Rayda Patiño y la Prof. Ana Blondell por toda su colaboración para que se llevara a cabo la defensa de este trabajo.

A Eduardo Díaz y Mardeliz Ordaz por toda su ayuda y comprensión al inicio de mi carrera.

A Yanny Castellano, Milangela Escobar que además de ser compañeras de estudio son mis amigas incondicionales.

A mis compañeros Zubelmarielys Urbaz y Luis Morao quienes son muy especiales.

A mis compañeros de estudio: Rosneli Correa, Mariangel Perales, Nathali, Jackeline y a todos los que compartieron mi amistad durante mi vida universitaria sin esperar nada a cambio y que de alguna u otra manera me ayudaron, gracias a todos.

Luisana Perdomo

A mis Padres Andrés Arenas y Ana María Antoni por toda su ayuda durante mi carrera básica y universitaria.

A mi Novia Andrea Gómez, por ser pilar fundamental en mi éxito durante la carrera y el desarrollo de mi tesis. Más que una compañera, más que el ojo crítico que me ayudo a llegar a la meta, simplemente la razón por la cual todos los días luche para llegar aquí.

A mi Hermano Daniel Arenas, que me prestó su laptop durante todo el desarrollo de este trabajo.

A mi amiga María Alejandra Tortolero, por su ayuda en el desarrollo de este trabajo y por darle su toque de diseñadora a mi presentación para la defensa.

A mis compañeros de tesis, Luisana Perdomo y José Caraballo, por todo su trabajo y esfuerzo durante esta experiencia.

A mi Asesor José Rondón, quien nos guio durante todo el camino para llegar al éxito.

A mis Profesores de las áreas, Ing. Ana Blondell, Ing. Ivelia Avendaño, Ing. Nelson Ferreira e Ing. José Rondón, por compartir sus conocimientos y ayudarme a ver el mundo como lo ve un ingeniero.

A mis compañeros durante toda la carrera: Dayana, Victoria, Morocho, Kendel, Adolfo, Melisa, Graciela, Marín, Tutu, Ángela, Marielquis, Eliana, Lourdarelys, Yolimar, Salazar, y a todos aquellos que me ayudaron y olvide nombrar.

Andrés Arenas

RESUMEN

En el presente trabajo de investigación el objetivo principal fue evaluar la factibilidad de instalación de un equipo separador de 15 pies de longitud y 3 pies de diámetro a la entrada de la planta WX-1 ubicada en el occidente del país, para ello se utilizó una serie de manuales de procesos industriales principalmente la norma PDVSA MDP 03-S-05, al igual que se emplearon una serie de ecuaciones extraídas de la “*Gas Processors Suppliers Association*”(GPSA). Una vez que se compararon las principales alturas y diámetros de boquilla del diseño realizado, se comprobó que éstas son significativamente mayores que las del equipo existente, de igual manera se evaluó el tiempo de retención del volumen de operación (volumen entre nivel alto de líquido NAL y el nivel bajo de líquido NBL) del separador existente en almacén disponible para ser instalado (44 minutos), dando como resultado que este tiempo es significativamente superior al que estipula la norma PDVSA MDP 03-S-05 (5 minutos). Al terminar el estudio comparativo de los valores anteriormente mencionados se comprobó que el equipo puede ser instalado sin problemas y es capaz de manejar los volúmenes tanto de líquido pesado como de líquido liviano que se encuentran asociados a la corriente de alimentación del separador. Debido que se está evaluando el equipo de manera integral, posteriormente se determinó a través de una serie de ecuaciones, que la tasa máxima de gas a la cual éste puede operar evitando el arrastre de líquido es 61 MMPCSD. Una vez que se evaluó y se comprobó que es factible la instalación del equipo se realizó una simulación del separador con sus respectivas corrientes tanto de alimentación como de descarga, utilizando como herramienta principal el simulador HYSYS PLANT 3.2, para conocer las propiedades del gas y los líquidos tanto liviano como pesado a la salida del separador. Ya en conocimiento de estos datos se dimensionaron los primeros 100 pie de tubería de alimentación y descarga, entre los valores más resaltantes están el diámetro de la tubería de alimentación que resulto ser 8 pulg de diámetro nominal con un Schedule de 80 segundos y una caída de presión de 3.293 psi, el diámetro de la tubería de

descarga de gas resulto ser de 6 pulg de diámetro nominal y una caída de presión de 0,568psi y debido a que las tuberías de descarga de líquidos manejan flujos mucho menores, se determinó que una tubería de diámetro nominal de 2 pulg sería la indicada.

CONTENIDO

ARTÍCULO 41	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTO	vii
RESUMEN.....	x
CONTENIDO	xii
LISTA DE TABLAS	xviii
LISTA DE FIGURAS.....	xix
CAPITULO I.....	1
INTRODUCCIÓN	1
1.1 Planteamiento del problema.....	1
1.2 Objetivos	2
1.2.1 Objetivo general.....	2
1.2.2 Objetivos específicos	2
CAPITULO II	3
MARCO TEÓRICO.....	3
2.1 Antecedentes	3
2.2 Definiciones	3
2.2.2 Principios de la separación.....	4
2.2.3 Proceso de separación	5
2.2.4 Clasificación y descripción de los separadores.....	7
2.2.5 Separador vertical.....	8
2.2.6 Separador horizontal.	10
2.2.7 Separador centrífugo	14
2.2.8 Separador de filtro.....	15
2.2.9 Descripción de los internos de un separador.....	18
2.2.9.1 Deflectores	19
2.2.9.2 Distribuidores de entrada.	20

2.2.9.3	Ciclones.....	20
2.2.9.4	Eliminadores de niebla tipo malla.....	21
2.2.9.5	Eliminadores de niebla tipo aleta.....	22
2.2.9.6	Eliminadores de niebla tipo ciclón.....	23
2.2.9.7	Rompe-vórtices.....	24
2.2.9.8	Placas rompe-espumas.....	25
2.2.9.9	Rompe-olas.....	25
2.2.9.10	Tuberías internas.....	26
2.2.10	Problemas operacionales típicos a tomar en cuenta en el diseño.....	27
2.2.10.1	Formación de espuma.....	27
2.2.10.2	Flujo de envase.....	27
2.2.10.3	Materiales pegajosos.....	27
2.2.10.4	Presencia y acumulación de sólidos.....	28
2.2.11	Sistema de alivio.....	28
2.2.11.1	Válvulas de alivio de seguridad tipo convencional.....	28
2.2.11.2	Operación general.....	30
2.3	Metodología de diseño del equipo separador.....	31
2.3.1	Cálculos a realizar previos al dimensionamiento.....	31
2.3.2	Formulas a utilizar para el dimensionamiento del equipo.....	33
2.3.2.1	Volumen de operación de líquido liviano.....	33
2.3.2.2	Volumen de operación de líquido de emergencia.....	33
2.3.2.3	Área vertical entre el NBL y NAL ($A_{NBL-NAL}$).....	33
2.3.2.4	Área fraccional de la sección transversal (A_1^*).....	34
2.3.2.5	Área del tambor (A_{tambor}).....	34
2.3.2.6	Área vertical entre el NBBL y el fondo del tambor ($A_{fon-NBBL}$).....	34
2.3.2.7	Área transversal entre el fondo y el NAL ($A_{fon-NAL}$).....	35
2.3.2.8	Área vertical entre el NBBL y el NAAL ($A_{NBBL-NAAL}$).....	35
2.3.2.9	Área vertical entre el fondo y el NAAL ($A_{FON-NAAL}$).....	35
2.3.2.10	Área fraccional de la sección transversal (A_5^*).....	35

2.3.2.11	Altura entre el fondo del tambor y el NAL ($h_{FON-NAAL}$).....	36
2.3.2.12	Altura entre NAAL y el NBBL ($h_{NBBL-NAAL}$).....	36
2.3.2.13	Área vertical disponible para el flujo de vapor (A_{VD}).....	36
2.3.3	Otros formulas utilizadas para comprobar la capacidad de separacion del equipo.....	36
2.3.3.1	Área transversal desde el NAAL hasta el fondo ($A_{FON-NAAL}$).....	36
2.3.3.2	Área entre el fondo y el NBBL ($A_{FON-NBBL}$).....	37
2.3.3.3	Áreas fraccionales A_6^* y A_7^*	37
2.3.3.4	Alturas correspondientes al NBBL (h_{NBBL}), y el NAAL (h_{NAAL}).....	37
2.3.3.5	Velocidad de decantación de la fase liquida pesada (V_{tp}).....	37
2.3.4	Fórmulas para el dimensionamiento de la bota decantadora.....	38
2.3.4.1	Velocidad del líquido liviano (U_{LH}).....	38
2.3.4.2	Velocidad de decantación del liquido pesado (UP).....	39
2.3.4.3	Diámetro de la bota decantadora (D_b).....	39
2.3.4.4	Tiempo de retención de la bota (T_r).....	39
2.3.5	Otras formulas necesarias para determinar la factibilidad de instalación del equipo.....	39
2.3.5.1	Área vertical entre el NBL-NBL ($A_{NBBL-NBL}$):.....	40
2.3.5.2	Área vertical entre NAAL-NAL ($A_{NBBL-NBL}$):.....	40
2.3.5.3	Área vertical entre el fondo y NAL ($A_{FON-NAL}$):.....	40
2.3.5.4	Distancia vertical entre el fondo y NBL ($h_{FON-NBL}$):.....	40
2.3.5.5	Distancia vertical entre el fondo del tambor y el NAL ($h_{FON-NAL}$):.....	41
2.3.5.6	Altura entre el NAAL y NBBL ($h_{NBBL-NAAL}$):.....	41
2.3.6	Fórmulas a utilizar para el dimensionamiento de las boquillas del separador.....	41
2.3.6.1	Velocidad de la boquilla ($V_{boquilla}$).....	41
2.3.6.2	Área de la boquilla.....	42
2.3.6.3	Diámetro de la boquilla.....	42
2.3.7	Formulas a utilizar para la comparación de los tiempos de retención.....	42

2.3.7.1 Volumen parcial que corresponde al nivel alto de líquido (NAL).....	42
2.3.7.2 Cálculo de α	43
2.3.7.3 Coeficiente del cilindro adimensional ($f(Zc)$),.....	43
2.3.7.4 coeficiente elipsoidal adimensional ($f(Ze)$),	43
2.3.7.5 Volumen parcial de líquido correspondiente al nivel alto de líquido NAL	44
2.3.8 Ecuación a utilizar para evaluar la capacidad del separador.....	44
2.3.9 Ecuaciones a utilizar en el dimensionamiento de la tubería de alimentación al separador	44
2.3.9.1 Cálculo de la velocidad del gas y la velocidad del líquido	44
2.3.9.2 Caída de presión usamos la siguiente ecuación:	45
2.3.9.3 ρ_h	45
2.3.9.4 μ_h	46
2.3.10 Ecuaciones a utilizar en el dimensionamiento de las tuberías de descarga de gas.....	46
2.3.10.1 Velocidad de erosión.....	46
2.3.10.2 Diámetro interno de la tubería.....	46
2.3.10.3 Diferencial de presión en los primeros 100 pies de tubería	46
2.3.11 Ecuaciones a utilizar en el dimensionamiento de las tuberías de descarga de líquido tanto pesado como liviano	47
2.3.11.1 Velocidad de flujo	47
2.3.11.2 Diámetro interno de la tubería.....	47
2.3.11.3 Número de Reynolds.....	47
2.3.11.4 Caída de presión en 100 pies de tubería de descarga de líquido tanto liviano pesado	47
CAPITULO III	49
DESARROLLO DE LA INVESTIGACIÓN.....	49
3.1 Descripción de la corriente de alimentación de la planta WX-1	49

3.2 Evaluación de los equipos separadores existentes en almacén, determinando la factibilidad de instalación de los mismos en el sistema de alimentación de gas.	49
3.2.1 Cálculos previos al dimensionamiento.....	52
3.2.2 Dimensionamiento del separador.....	54
3.2.2.1 Muestra de cálculo:.....	54
3.2.2.2 Evaluación de la capacidad de separación líquido – líquido y estimación final de las dimensiones del recipiente.	58
3.2.2.3 Cálculos de la bota decantadora.....	61
3.2.2.4 Calculo de otras áreas necesarias para determinar la factibilidad de instalación del equipo separador existente en almacén.....	63
3.2.2.5 Boquillas	65
3.2.2.6 Comparación de tiempos de retención	70
3.2.4 Evaluación del equipo separador a instalar.....	73
3.3 Elaboración de los balances de materia correspondientes al sistema de alimentación de la planta wx-1 mediante el uso del simulador hysys plant 3.2.	75
3.3.1 Simulador de procesos Hysys Plant.....	75
3.3.2 Entorno de la simulación integrada en Hysys Plant.....	76
3.3.3 Arquitectura abierta y extensible de Hysys Plant.....	76
3.3.4 Uso de la herramienta.....	77
3.3.5 Explicación de la simulación.	77
3.3.6 Paquete termodinámico.....	79
3.4 Dimensionamiento de las líneas de alimentación y descarga del separador....	85
3.4.1 Línea de Alimentación al Separador.....	85
3.4.2 Línea de Descarga de Gas.....	88
3.4.3 Línea de Descarga de Líquido Liviano.....	90
3.4.4 Línea de Descarga de Líquidos Pesados.....	92
CAPITULO IV.....	95
DISCUSIÓN DE RESULTADOS	95
CAPITULO V	99

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	99
5.1. Conclusiones	99
5.2. Recomendaciones.....	99
BIBLIOGRAFÍA	101
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO	102

LISTA DE TABLAS

Tabla 3.1 Sistema de alimentación de la corriente de gas de entrada	51
Tabla 3.2 Proceso iterativo.....	90
Tabla 4.1 Cotejo de Variables.....	97
Tabla 4.2 Valores para el Dimensionamiento de Tuberías de Alimentación y Descarga.....	98

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 Separador Horizontal y Vertical. ^[4]	6
Figura 2.2 Separador Vertical. ^[4]	9
Figura 2.3 Separador Horizontal. ^[4]	10
Figura 2.4 Separador horizontal con Bota Decantadora. ^[4]	14
Figura 2.5 Tambor Horizontal con las Dos Fases Líquidas Dentro del Cuerpo Cilíndrico. ^[6]	16
Figura 2.6 Tambores Horizontales con Compartimientos Separados. ^[6]	17
Figura 2.7 Separador Centrífugo. ^[4]	18
Figura 2.8 Separador de Filtro. ^[4]	18
Figura 2.9 Deflectores, Distribuidores de Entradas. ^[4]	20
Figura 2.10 Ciclones. ^[4]	21
Figura. 2.11 Tipos de Eliminadores de Niebla. ^[4]	23
Figura. 2.12 Rompe Vórtices. ^[4]	24
Figura. 2.13 Placas Rompe-Espumas. ^[4]	25
Figura 2.14 Rompe-Olas. ^[4]	26
Figura 2.15 Tuberías Internas. ^[4]	26
Figura 2.16 Válvula Típica de Alivio de Seguridad Convencional. ^[3]	29
Figura 2.17 Características de una Válvula Típica de Alivio de Seguridad. ^[3]	30
Figura 2.18. Diámetros y longitudes del recipiente	42
Figura 3.1 Diagrama mecánico del separador trifásico a instalar ^[4]	50
Figura 3.2 Diámetros y longitudes del recipiente	72
Figura 3.3 Pantalla Principal del simulador.	78
Figura 3.4 Ventana para agregar los componentes de la alimentación.	78
Figura 3.5 Ventana del simulador con los componentes ya ingresados.	79
Figura 3.6 Ventana para la escogencia del paquete termodinámico.	80
Figura 3.7 Paquete termodinámico ya escogido.	80

Figura 3.8 Simulador listo para uso	81
Figura 3.9 Condiciones de operación de la corriente de gas.....	82
Figura 3.10 Condiciones de operación de la corriente de condensado.	83
Figura 3.11 Condiciones de operación de la corriente de agua.....	83
Figura 3.12 Separador trifásico con bota decantadora.....	84
Figura 3.13 Características dadas por el simulador de la corriente de gas de salida. .	84

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 Planteamiento del problema

El desarrollo y perfeccionamiento de la tecnología del gas ha contribuido a que esta fuente de energía constituya un factor importante en la vida moderna, tanto para la industria como para el hogar. Por su poder calorífico, el gas, como combustible, ofrece ventajas que sobrepasan las características, disponibilidad, eficiencia y manejo de otros combustibles y líquidos. Las proyecciones en la demanda mundial a nivel industrial, colocan al gas natural como recurso energético clave.

Uno de los procesos en los que el gas natural es utilizado, es la generación de electricidad de las plantas termoeléctricas. Siendo ésta una instalación donde se utiliza el gas natural como fuente de energía para la generación de electricidad.

El arrastre de líquido, en tuberías de transporte y distribución de gas, es un problema operacional que puede derivar del diseño de procesos inadecuados, una velocidad excesiva del gas o un control deficiente de los procesos de tratamiento del gas natural antes de ser comercializado. Actualmente se observa la presencia de líquidos condensables del gas y de agua en la corriente de alimentación en la planta WX-1, ubicada en el occidente del país. Se desea evaluar si los equipos separadores existentes en almacén en dicha planta, pueden ser instalados para solventar el problema.

Para esto se describirá el sistema de gas de alimentación de la planta WX-1, definiendo la composición del gas de entrada, parámetros operacionales y

configuración del sistema. Se evaluarán los equipos existentes en almacén haciendo uso del manual de diseño de proceso NORMAS PDVSA MDP 03-S-05. Posteriormente utilizando el simulador HYSYS PLANT 3.2 se obtendrá la caracterización de las corrientes de salida del separador, necesarias para el dimensionamiento de las líneas de alimentación de la planta termoeléctrica.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo general

Evaluar el desarrollo de la ingeniería conceptual para la eliminación del arrastre de líquido hacia la planta termoeléctrica WX-1 ubicada en el occidente del país.

1.2.2 Objetivos específicos

1. Describir el sistema de alimentación de la planta WX-1.
2. Evaluar los equipos separadores existentes en almacén, determinando la factibilidad de instalación de los mismos en el sistema de alimentación de gas.
3. Realizar una simulación del sistema de alimentación de gas en la planta WX-1.
4. Establecer las dimensiones de las líneas de alimentación y descarga de los equipos separadores.

CAPITULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes

1. “Diseño de un Separador con Bota Decantadora y el Sistema de Alivio y Venteo de la Planta de Control de Roció HW-1 Ubicada en el Oriente del País”.
2. “Ingeniería Conceptual de una Planta de Control del Punto de Roció en la Estación WX-2”

2.2 Definiciones

2.2.1 Separadores

En cada proceso en la IPPCN (industria petrolera petroquímica carbonífera nacional) se requiere de algún tipo de separación de fases. Este término se puede aplicar a una gran variedad de equipos usados para tal fin sea mezcla de de dos o más fases. Estas mezclas pueden estar formadas. Una fase de vapor y una líquida; una fase de vapor y una sólida, dos fases líquidas inmiscibles (aceite/agua); una fase de vapor y dos líquidas o alguna otra combinación de las anteriores.

El diseño apropiado de los equipos de separación requeridos en el proceso es de suma importancia, debido a que estos tipos de recipiente son normalmente los primeros equipos que se encuentran en muchos procesos. Un diseño inadecuado

puede crear un cuello de botella que reduzca la capacidad de producción de la instalación completa. ^[4]

2.2.2 Principios de la separación

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

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son: el momentum ó cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia, los cuales deben ser empleados solos o de manera conjunta pero por sobre ellos se debe tener en cuenta que las fases sean inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación. A Continuación definiremos cada uno de estos principios de la forma siguiente:

- **MOMENTUM (CANTIDAD DE MOVIMIENTO):** Los fluidos con diferentes densidades poseen diferentes momentum. Si una corriente de dos fases se cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permiten que las partículas de la fase pesada se muevan tan rápidamente como las de la fase liviana, este fenómeno es el que provoca la separación.
- **FUERZA DE GRAVEDAD:** Las gotas de líquido se separan de la fase gaseosa, cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre del fluido de gas sobre la gota.

- **COALESCENCIA:** Las gotas muy pequeñas no pueden ser separadas por gravedad. Estas gotas se unen, por medio del fenómeno de coalescencia, para formar gotas mayores, las cuales se acercan lo suficientemente como para superar las tensiones superficiales individuales y poder de esta forma separarse por gravedad. ^[4]

2.2.3 Proceso de separación

En el caso de mezclas vapor-líquido, la mezcla de fases entra al separador y, si existe, choca contra un aditamento interno ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación gruesa de las fases. Seguidamente en la sección de decantación (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 pueden operar satisfactoriamente y, si se ha tomado la previsión correspondiente, liberar el líquido de las burbujas de gas atrapadas. En el caso de separaciones que incluyan dos fases líquidas, se necesita tener un tiempo de residencia adicional, dentro del tambor, lo suficientemente alto para la decantación de una fase líquida pesada y la “flotación” de una fase líquida liviana normalmente, pueden identificarse cuatro zonas principales en los separadores (figura. 2.1). ^[4]

- **Separación primaria**

El cambio en la cantidad de movimiento de las fases a la entrada del separador genera la separación gruesa de las fases. Esta zona incluye las boquillas de entrada y los aditamentos de entrada, tales como deflectores ó distribuidores. ^[4]

- **Separación secundaria**

Durante la separación secundaria se observan zonas de fase continuas con gotas dispersas (fase discontinua), sobre la cual actúa la fuerza de gravedad. Estas fuerzas se encargan de decantar hasta cierto tamaño de gotas de la fase pesada discontinua en la fase liviana continua. También produce la flotación de hasta un cierto tamaño de gotas de la fase líquida liviana (fase discontinua), en la fase pesada continua. En esta parte del recipiente la fase liviana se mueve a una velocidad relativamente baja y con muy poca turbulencia.^[4]

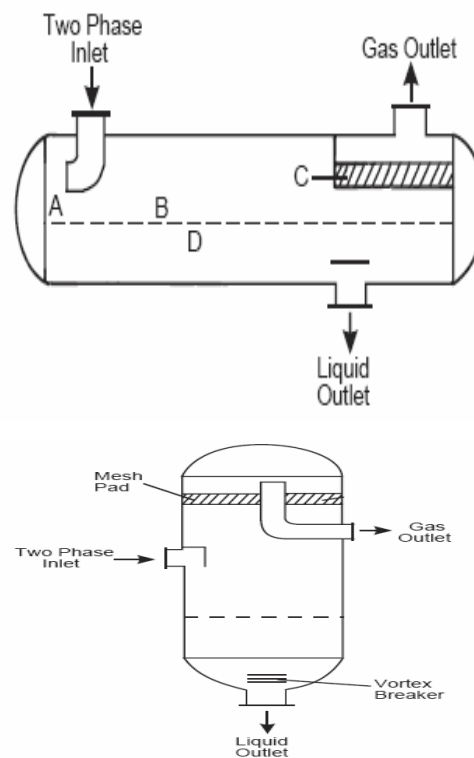


Figura 2.1 Separador Horizontal y Vertical.^[4]

- **Separación por coalescencia**

En ciertas situaciones, no es aceptable que gotas muy finas de la fase pesada discontinua sean arrastradas en la fase liviana; por ello es necesario que, por coalescencia, tales gotas finas alcancen un tamaño lo suficientemente grande para separarse por gravedad; para lograrlo se hace necesario tener elementos como eliminadores de niebla ó mallas para el caso de separadores líquido-vapor, o las esponjas o platos coalescedores, en el caso de la separación líquido-líquido.^[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]

2.2.4 Clasificación y descripción de los separadores.

Los separadores pueden clasificarse, según su forma:

- 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 (separador centrífugo).

A continuación se hace una breve descripción de alguno de estos tipos de separadores y, en el caso de los separadores más usados (verticales y horizontales), se presenta algunas ventajas y desventajas. ^[4]

2.2.5 Separador vertical.

En estos equipos, la fase decantada en dirección opuesta al flujo vertical (fig. 2.2) de la fase liviana. 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. Entre las ventajas y desventajas del separador vertical están:

VENTAJAS:

- Normalmente empleados cuando la relación gas ó vapor-líquido es alta y/o cuando se esperan grandes variaciones en el flujo de vapor/gas.
- Mayor facilidad, que con 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.

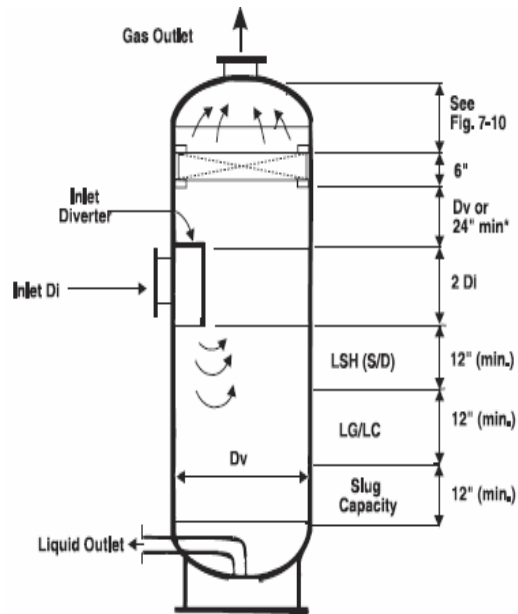


Figura 2.2 Separador Vertical. ^[4]

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 recipiente, cuando se selecciona esta configuración.
- Requiere mayor diámetro, que un tambor horizontal, para una mayor capacidad dada de gas.
- Requiere de mucho espacio vertical para su separación.
- Fundaciones más costosas cuando se comparan con tambores horizontales equivalentes.
- Cuando hay formación de espuma, o quiere desgasificarse líquido ya recolectado, se requiere grandes volúmenes de líquido y, por lo tanto, tamaños grandes de tambores verticales.

Como ejemplos de separadores verticales, tenemos:

- Tambor KO de succión de compresor: Se requiere una separación líquido-vapor muy eficiente, especialmente para tambores asociados a compresores reciprocantes. Estos tambores KO se diseñan para incluir malla separadora de gotas y, algunas veces, se incluye calentamiento por trazas de la salida vapor para evitar condensación en la línea.
- Tambor KO de la alimentación al absorbedor de gas ácido: Se requiere una separación líquido-vapor muy eficiente para evitar la formación de espuma en el absorbedor. [4]

2.2.6 Separador horizontal.

En estos equipos, la fase pesada decanta perpendicularmente a la dirección horizontal de flujo de la fase liviana (figura 2.3), 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:

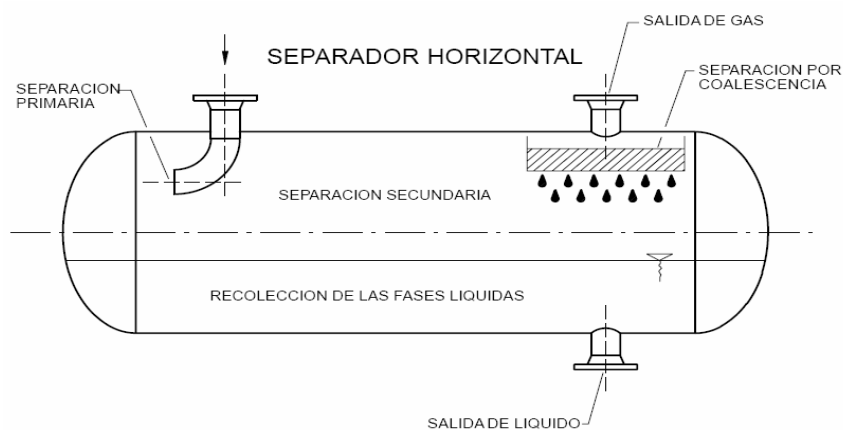


Figura 2.3 Separador Horizontal. [4]

VENTAJAS:

- Normalmente empleados cuando la relación gas ó vapor-líquido es baja.
- Requiere de poco espacio vertical para su instalación.
- Fundaciones más económicas que las de un tambor vertical equivalente.
- Por lo general, son más económicos.
- Requiere menor diámetro, que un tambor vertical, para una capacidad dada de gas.
- Maneja grandes cantidades de líquido, fuerte 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.

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).

Como ejemplo de separadores horizontales, tenemos:

- Separadores de producción: (también conocidos como tambores “Free Water Knock Out” (FWKO)); se requiere de una separación vapor-líquido eficiente, especialmente cuando el gas fluye hacia un compresor. Además la separación del aceite o petróleo de la fase acuosa (separador líquido-líquido-vapor), debe ser razonablemente buena para evitar sobrecargar los equipos aguas abajo de

tratamiento de agua. Muy a menudo, se requiere de inyección de químicos desmulsificantes y rompedores de espuma.

- Tambores de alivio: se requiere de una separación vapor-líquido razonablemente buena, para así evitar arrastre de gotas de material hidrocarburo que arderían en el mechurrio asociado, ya que dichas gotas producirían una excesiva radiación en el mechurrio, además que podrían caer gotas de material ardiendo desde el mechurrio, generando posibles emergencias.

Dentro de los tambores horizontales podemos encontrar varios diseños los cuales se mencionan a continuación:

1. TAMBORES HORIZONTALES CON BOTA DECANTADORA.

Se usan cuando la cantidad de fase líquida pesada a contener por el separador es bastante pequeña (muy poco tiempo de residencia y muy bajos flujos de fase líquida pesada). En este tipo de separadores (fig. 2.4), el criterio primordial de diseño es que la fase líquida liviana esté libre de gotas de líquido pesado.

Son los primeros que se diseñan ya que ahorran costos al no poner en el cilindro principal el volumen del líquido pesado, ahorrando diámetro (y longitud también), en el cuerpo principal del recipiente, teniendo un costo extra por tener la bota decantadora, pero este costo es menor que si se tuviera la fase líquida pesada dentro del cuerpo principal del separador. En estos equipos, existe un control de nivel gas-líquido en el cuerpo principal, y un control de nivel de inter fase líquido-líquido en la bota decantadora. El volumen de operación y de emergencia para la fase líquida liviana está contenido en el cuerpo principal del separador. El volumen de operación (en estos casos, casi nunca se tiene volumen de emergencia), para el líquido pesado, lo contiene la bota decantadora.

2. TAMBORES HORIZONTALES CON LAS DOS FASES LÍQUIDAS DENTRO DEL CUERPO CILÍNDRICO.

Cuando la cantidad de fase líquida pesada a retener es tal que no puede tenerse en una bota decantadora (figura 2.5), ya que esta sería más grande que lo que las buenas prácticas de construcción mecánica permitirían, la siguiente alternativa a escoger es un separador con las dos fases líquidas dentro del cuerpo cilíndrico. Esta alternativa es más costosa que la anterior ya que el tener la fase líquida pesada dentro del cuerpo, aumenta el diámetro del recipiente, haciéndolo más pesado y más costoso. En este tipo de separadores, el criterio primordial de diseño es que la fase líquida liviana esté libre de gotas de líquido pesado.

En estos equipos, se tiene control de nivel gas-líquido y control de interface líquido-líquido, dentro del mismo cuerpo cilíndrico, lo cual hace más complicada la operación del equipo y su relación con los procesos aguas abajo. Obviamente el volumen de operación y emergencia, para la fase líquida liviana y el volumen de operación (en estos casos, casi nunca se tiene volumen de emergencia), para el líquido pesado está contenido en el cuerpo principal del separador.

3. TAMBORES HORIZONTALES CON COMPARTIMIENTOS SEPARADOS.

En los casos cuando la fase líquida pesada es la más importante, es decir, la que controla el procesamiento aguas abajo (figura. 2.6), como serían los despojadores de aguas agrias o los de aminas, el tiempo de residencia de operación y líquido, ya que este último debería estar “libre” de agua (del agua que pueda separarse por pura gravedad), para procesamiento posterior; éste es el concepto base que se usa en los procedimientos de diseño que posteriormente se presentarán para separadores con dos fases líquidas en el cuerpo cilíndrico y para separadores con bota de decantación.

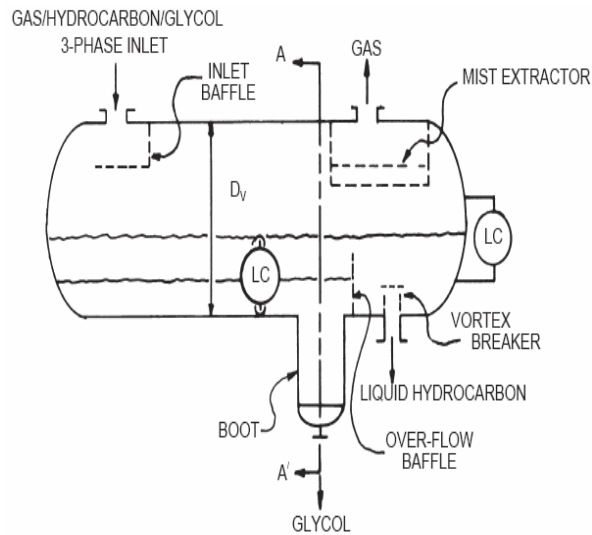


Figura 2.4 Separador horizontal con Bota Decantadora. ^[4]

Sin embargo, hay caso donde el esfuerzo de diseño está enfocado principalmente en la separación de las gotas de la fase líquida liviana de la fase líquida pesada; en estos casos, existe una cantidad relativamente grande de fase líquida pesada y una cantidad relativamente pequeña de líquido liviano; éste es el concepto base que se usa en los procedimiento de diseño que posteriormente se presentaran para separadores con compartimientos para retirar la fase liviana y la fase pesada. ^[4]

2.2.7 Separador centrífugo

Ofrecen un espacio eficiente, pero son muy sensibles a la tasa de flujo (figura. 2.7) y requieren una mayor caída de presión que la configuración estándar de un separador. Este tipo de separadores no será cubierto por el MDP de Tambores. ^[4]

2.2.8 Separador de filtro

Los separadores de filtro usan el principio de aglomeramiento de gotas de líquido en un medio filtrante (figura.2.8) seguido por un elemento eliminador de niebla. Este tipo de separadores no será cubierto por el MDP de Tambores. El aglomeramiento más común y eficiente está compuesto de un medio filtrante tubular de fibra de vidrio, el cual es capaz de retener partículas de líquido hasta tamaño de submicrones. El gas fluye dentro de la parte superior del empaque del filtro, pasa a través de los elementos y luego viaja hacia afuera por medio de los tubos. Las partículas pequeñas secas (si las hay, por arrastres de sólidos ó productos de corrosión), son retenidas en los elementos filtrantes y líquidos se aglutina para formar gotas más grandes.

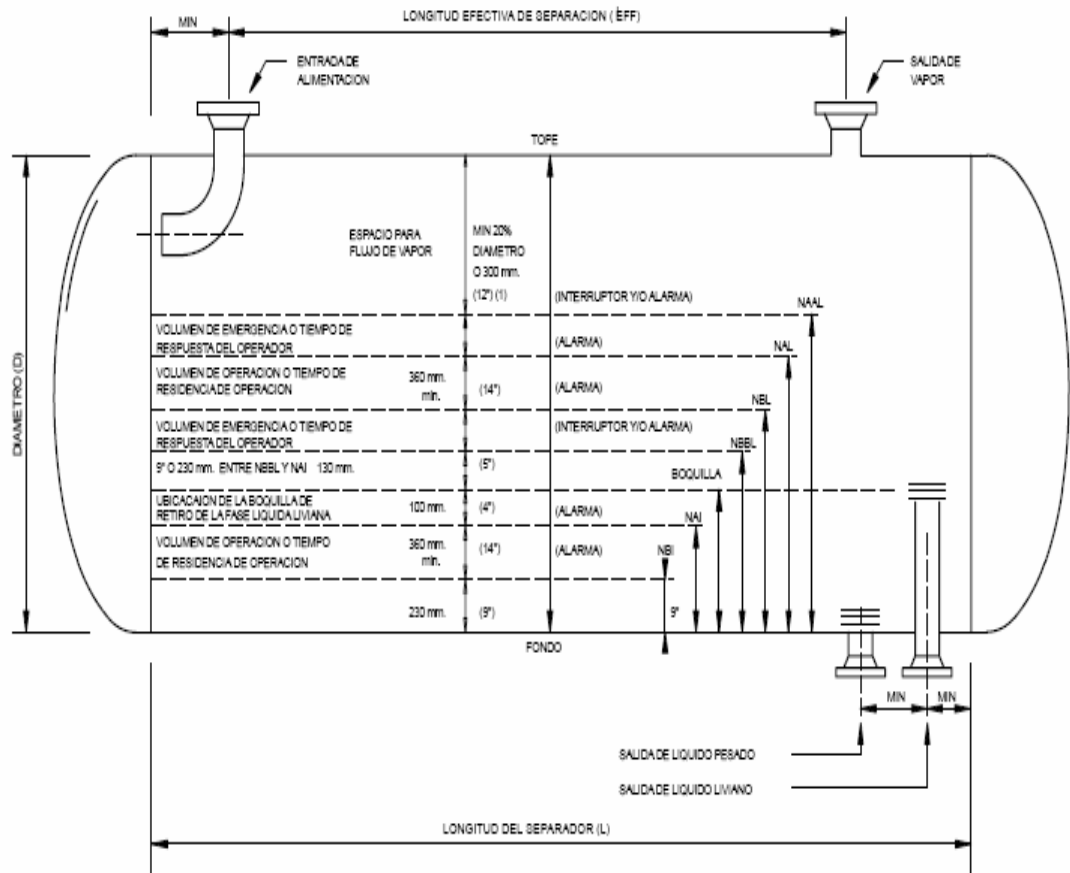


Figura 2.5 Tambor Horizontal con las Dos Fases Líquidas Dentro del Cuerpo Cilíndrico. [6]

La eficiencia de un separador de filtro depende mayormente del diseño apropiado del empaque del filtro y que este produzca una caída de presión mínima, mientras retiene una eficiencia de extracción. Los separadores filtro son utilizados en aplicaciones de alto flujo de gas / bajo flujo de líquido y pueden tener ambas configuraciones horizontal o vertical. Son utilizados comúnmente a la entrada de los compresores en las estaciones compresoras, como un despojador final aguas arriba de la torre contractora de glicol y en aplicaciones de gas de instrumentación / combustible. [4]

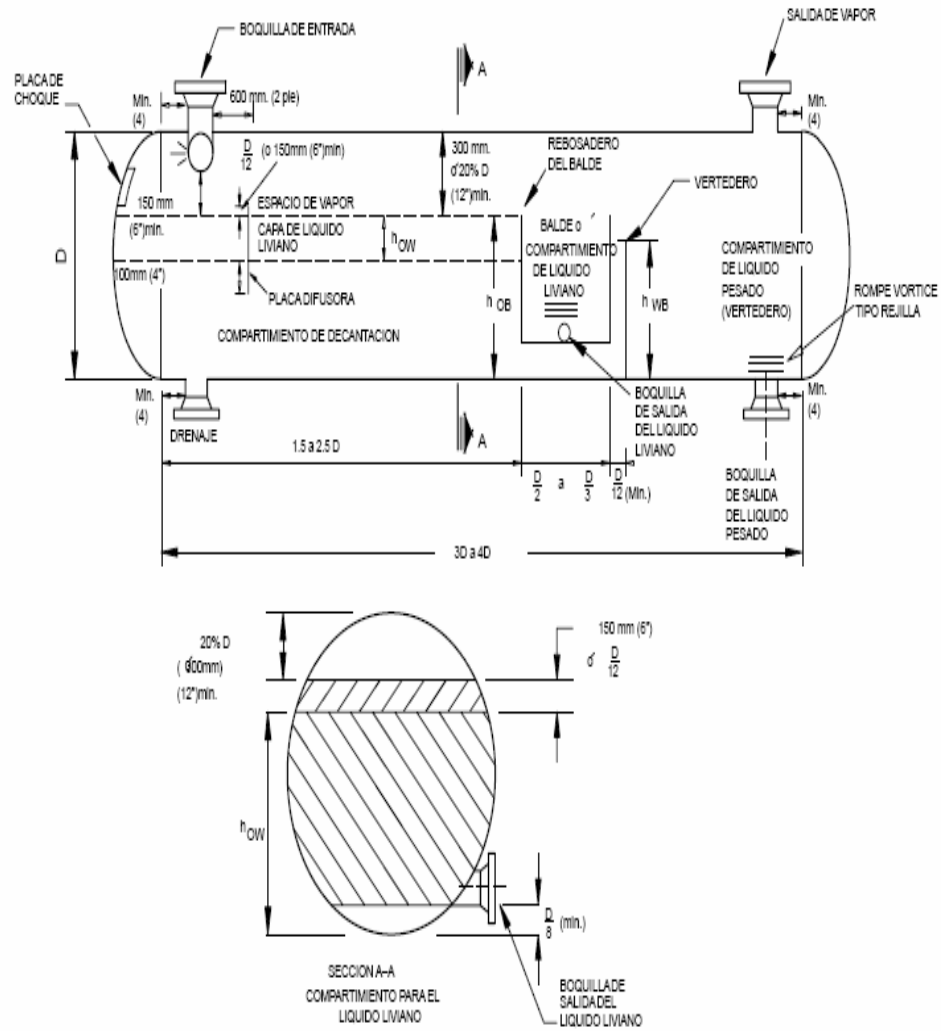


Figura 2.6 Tambores Horizontales con Compartimientos Separados. [6]

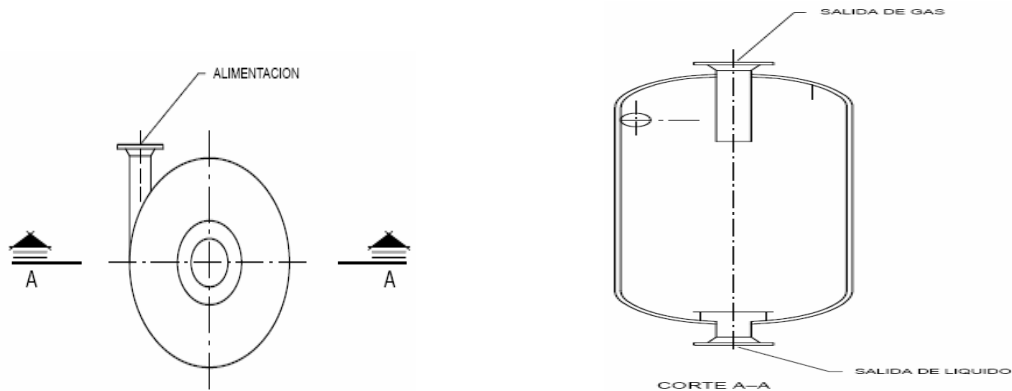


Figura 2.7 Separador Centrífugo. [4]

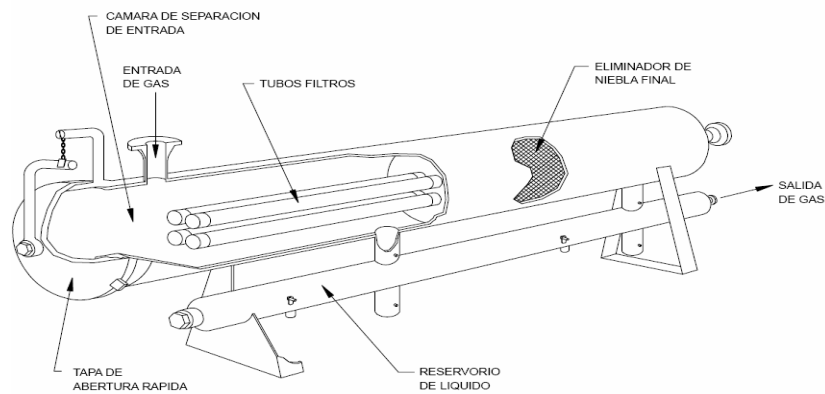


Figura 2.8 Separador de Filtro. [4]

2.2.9 Descripción de los 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. Entre tales funciones están:

- a. Separación primaria de las fases: reducción del momentum de las fases o cambio en la dirección del flujo de las mismas (deflectores, distribuidores de entrada).
- b. Reducción en oleaje o salpicadura: evita o reduce el “re-arrastre” de gotas de líquido por la corriente de vapor o reduce la turbulencia en separaciones líquido-líquido (planchas rompe olas).
- c. Coalescencia de gotas muy pequeñas: para separaciones vapor-líquido, los eliminadores de niebla (mallas de alambre, laberinto de aletas, etc.). para separación líquido-líquido, los platos o esponjas coalescedoras (no cubiertas por el MDP de Tambores).
- d. Reducción del arrastre de burbujas de vapor/gas en la salida de líquido; rompe vórtices.
- e. Reducción mecánica de formación de espuma: placas rompe espumas.
- f. Limpieza interna de recipiente: cuando se espera una deposición continua de sólidos que no pueden ser fácilmente removibles (tuberías internas: No cubiertas por el MDP de Tambores).
- g. Reducción del tiempo de decantación: en el caso de separaciones líquido-líquido, se busca reducir el tiempo en que una gota de la fase pesada discontinua alcance la interface pesada-liviana (placa de decantación).^[4]

A continuación se presenta una breve descripción de algunos ejemplos de internos:

2.2.9.1 Deflectores

Los deflectores tienen una gran variedad de formas; pueden ser de placa, ángulo, cono, codo de 90°, semiesferas (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. Para efecto de lo cubierto en el MDP de

tambores, el tipo de deflector a usar (cuando no se empleen distribuidores) es el codo de 90°. [4]

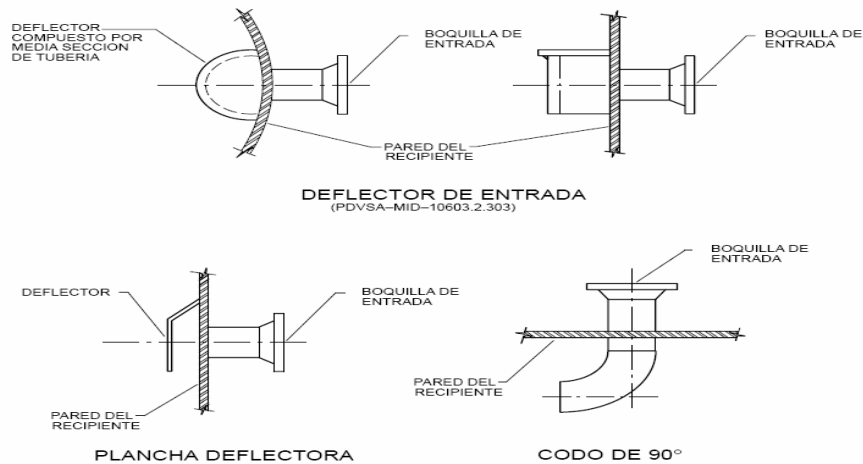


Figura 2.9 Deflectores, Distribuidores de Entradas. [4]

2.2.9.2 Distribuidores de entrada.

Los distribuidores son aditamentos de tubería internamente colocados perpendicularmente a la boquilla de la entrada (figura 2.9), los cuales tienen ranuras u 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]

2.2.9.3 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 (figura 2.10). Para lograr este efecto se coloca una

chimenea ciclónica cerca de la boquilla de alimentación. Esta chimenea produce una alta velocidad y una gran caída de presión. [4]

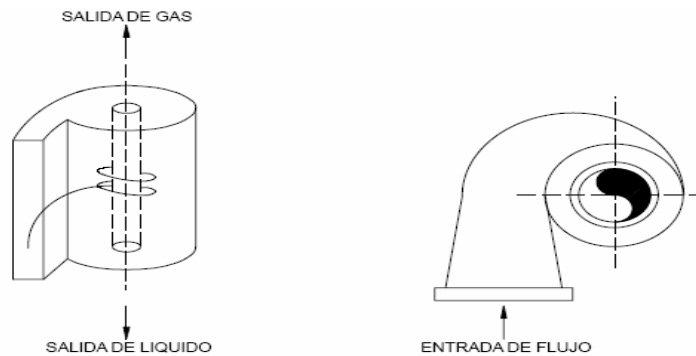


Figura 2.10 Ciclones. [4]

2.2.9.4 Eliminadores de niebla tipo malla.

Descrito en general como “demister” ó “malla de alambre”, consiste en un filtro trenzado de alambre, normalmente de acero inoxidable empacado en forma de esponja cilíndrica (figura 2.11), con un espesor entre tres y siete pulgadas y densidad entre diez y doce 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 efecto 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 tipo 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. Si no son especificados apropiadamente, puede suceder que:

- El líquido no puede 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.

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. ^[4]

2.2.9.5 Eliminadores de niebla tipo aleta.

Los eliminadores tipo aleta consisten en un laberinto formados por laminas de metal colocadas paralelamente, con una serie de bolsillos recolectores de líquido (figura 2.11). 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 contra corriente 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 ó asfálticos, además su alto costo en relación a los otros tipos

de eliminadores. Este tipo de eliminadores de niebla no está dentro del alcance de esta versión de MDP DE TAMBORES. [4]

2.2.9.6 Eliminadores 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 (figura 2.11).

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, la fuerza centrífuga aplicada sobre ellas debido a la rotación, actúa 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.

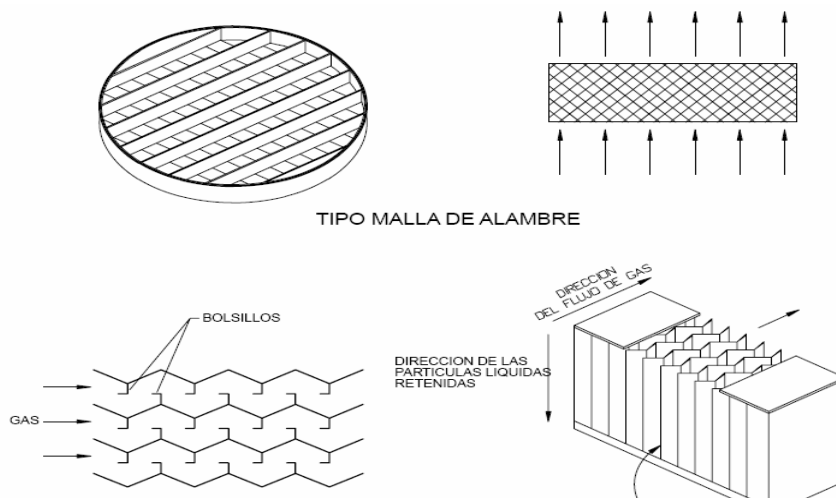


Figura. 2.11 Tipos de Eliminadores de Niebla. [4]

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. Este tipo de eliminadores de niebla no está dentro del alcance de esta versión del MDP de tambores. [4]

2.2.9.7 Rompe-vórtices.

Cuando un líquido es drenado de un recipiente, se pueden producir condiciones que originen la de vapor por la boquilla de desalojo de líquido, lo cual es indeseable sobre todo desde el punto de vista de seguridad para solventar este problema es usual dotar a los recipientes de elementos que obstruyan o dificulten la formación de remolinos. [4]

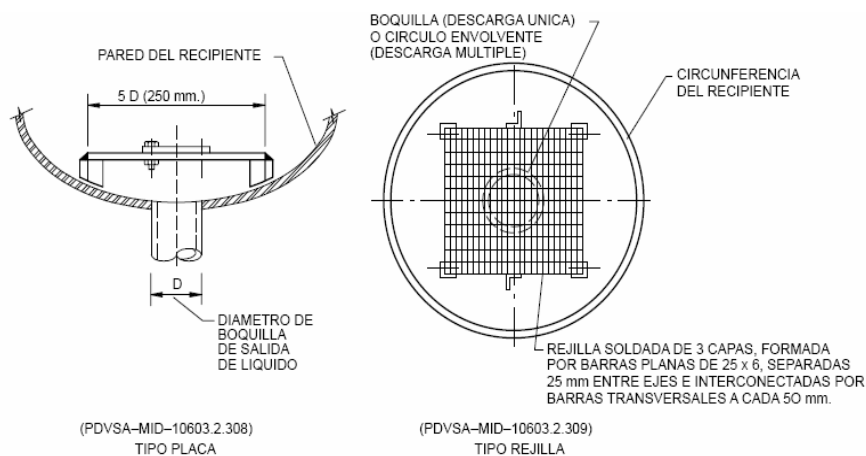


Figura. 2.12 Rompe Vórtices. [4]

2.2.9.8 Placas rompe-espumas.

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 (figura 2.13). La especificación de este tipo de placas no está dentro del alcance de esta versión del MDP de tambores. ^[4]

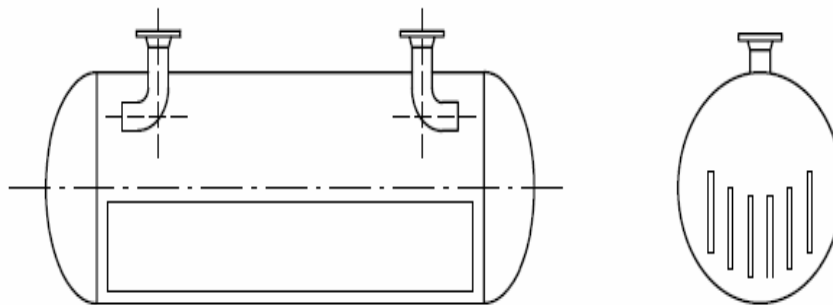


Figura. 2.13 Placas Rompe-Espumas. ^[4]

2.2.9.9 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 (figura. 2.14) 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. La especificación de este tipo de placas no está dentro del alcance de esta versión de MDP DE TAMBORES. ^[4]

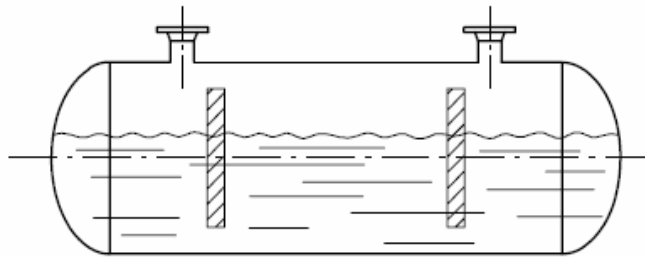


Figura 2.14 Rompe-Olas. ^[4]

2.2.9.10 Tuberías internas

Cuando se manejan crudos y productos sucios, es recomendable adecuar tanto el separador horizontal como el vertical (Figura. 2.15), con un sistema interno de tuberías que permitan la inyección de aguas, vapor o solventes para eliminar las impurezas que se depositan en el equipo durante su operación o para desplazar a los hidrocarburos antes de proceder a la apertura del recipiente, por lo cual estos equipos son muy útiles cuando se efectúan paradas por mantenimiento. ^[4]

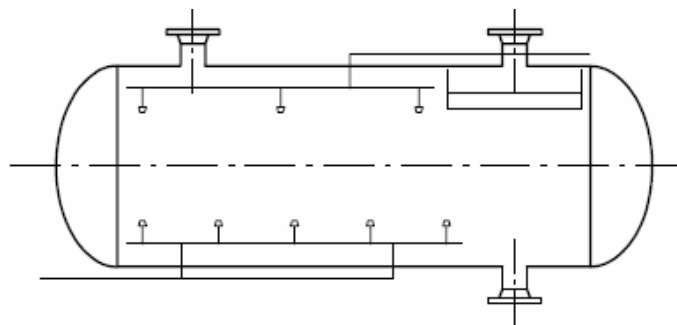


Figura 2.15 Tuberías Internas. ^[4]

2.2.10 Problemas operacionales típicos a tomar en cuenta en el diseño.

2.2.10.1 Formación de espuma

La tendencia a formar espuma de una mezcla vapor-líquido o vapor-líquido-líquido afectará severamente el desempeño del separador, generalmente, si se sabe que la espuma es un problema antes de instalar el recipiente, puede incorporarse deflectores de espuma con el método más económico para eliminar el problema.

Sin embargo en algunos casos puede ser necesario resolver un problema en particular, usando las soluciones más efectivas como agregar longitud extra al recipiente o usar aditivos químicos. Cualquier información que pueda obtenerse sobre la dispersión de espuma por análisis de laboratorios, antes del diseño del separador es de mucha ayuda. Un caso específico de esta situación son los separadores de producción (gas-petróleo o gas-petróleo-agua).^[4]

2.2.10.2 Flujo de envase

Algunas líneas de flujo bifásico muestran la tendencia a un tipo de flujo inestable, de oleaje, que se denomina flujo de envase. Obviamente la presencia de flujo de avance requiere incluir placas rompe-olas en el separador.^[4]

2.2.10.3 Materiales pegajosos.

Alimentaciones con materiales pegajosos, como es el caso de crudos parafinosos, puede presentar problemas operativos debido al ensuciamiento o incrustación de los elementos internos.^[4]

2.2.10.4 Presencia y acumulación de sólidos.

Cuando se conoce que un servicio tendrá arrastre de sólidos, deberán tomarse las provisiones correspondientes: tuberías de lavado (si aplica), boquillas de limpieza por inyección de líquidos, boquillas de remoción de sólidos, inclinación de recipientes horizontales, etc. Para separadores de producción, considerables cantidades de arena pueden ser producidas con el crudo. En los separadores de servicio de petróleo arenoso deben proveerse aberturas para la limpieza. ^[4]

2.2.11 Sistema de alivio.

Los dispositivos de alivio de presión más usados en refinerías y plantas químicas son: válvulas de alivio de seguridad tipo convencional, válvulas de alivio de presión del tipo de fuelle balanceado y válvulas de alivio de presión operadas por piloto. ^[4]

2.2.11.1 Válvulas de alivio de seguridad tipo convencional.

El dispositivo de alivio de presión usado en la mayoría de los equipos de refinerías y plantas químicas es del tipo de válvula de seguridad cargada por resorte, guiada por el tope, de alto levantamiento y de modelo de boquilla ilustrado en la figura 2.16 . El resorte es usualmente externo y empotrado en un bonete para su protección contra el clima. La cámara del bonete se ventea a través de un pasaje interno a la salida de la válvula. ^[4]

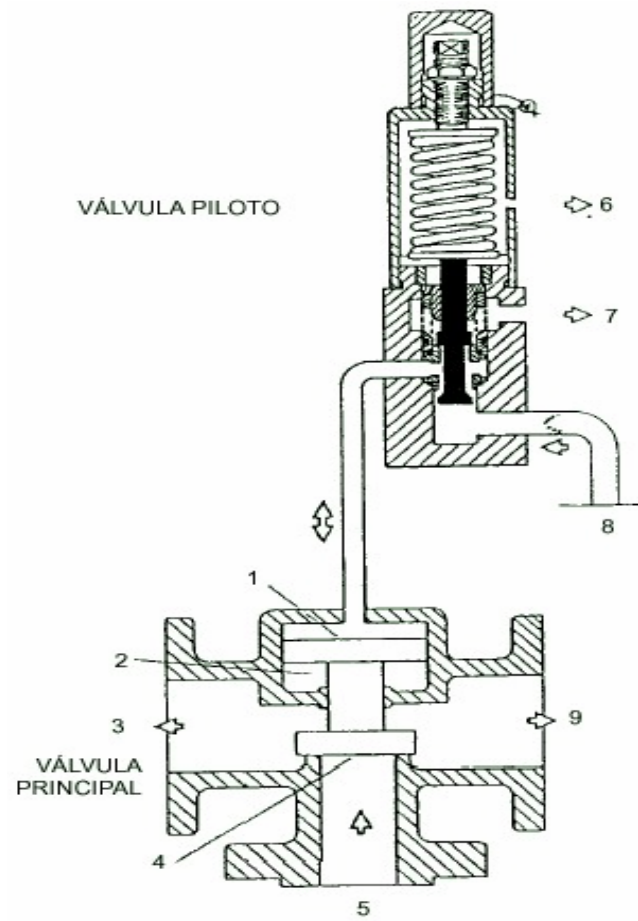


Figura 2.16 Válvula Típica de Alivio de Seguridad Convencional. [3]

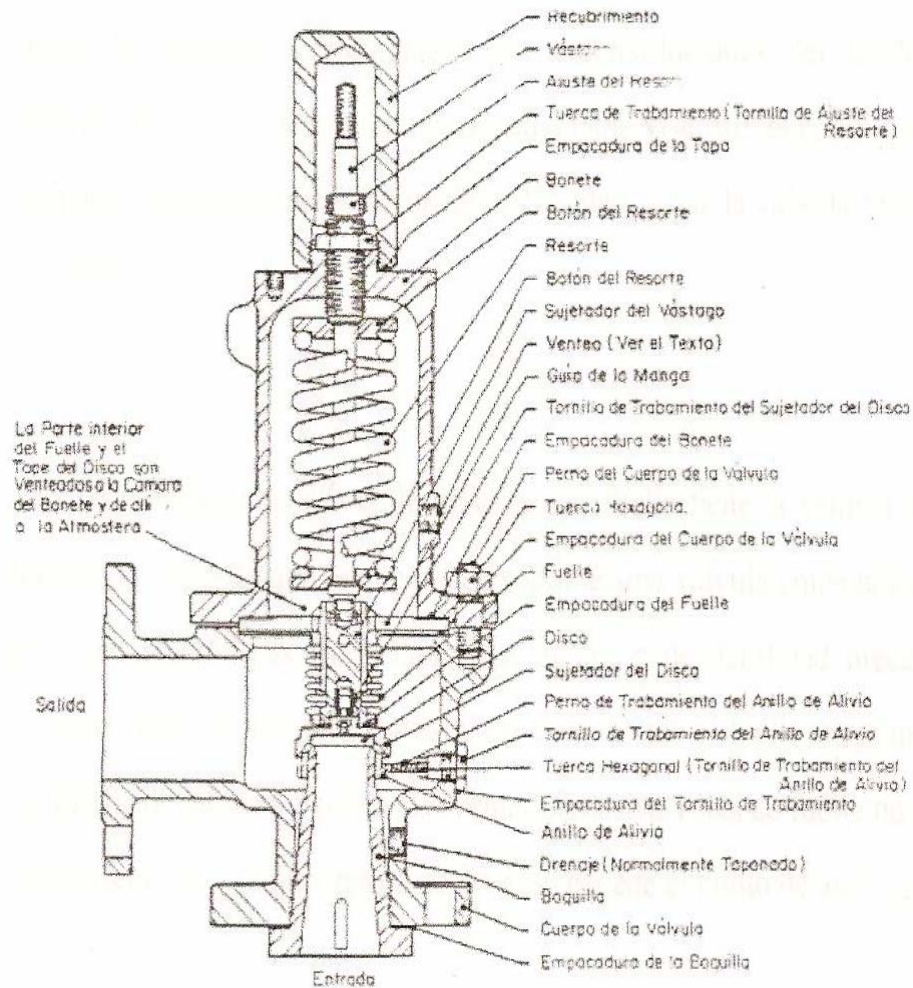


Figura 2.17 Características de una Válvula Típica de Alivio de Seguridad. [3]

2.2.11.2 Operación general.

La operación de una válvula de seguridad convencional se muestra en el diagrama de la figura 2.17. La acción de la válvula a medida que sube la presión desde su valor inicial de operación normal (asumiendo que no existe contra presión) se describe a continuación:

1. A una presión por debajo de la presión de ajuste (típicamente 93% a 98% de la presión de ajuste dependiendo del mantenimiento de la válvula y su condición) puede ocurrir un ligero escape de presión como una sudoración entre el asiento de la válvula y el disco. Esto se debe al progresivo decremento de la fuerza neta de cierre que actúa sobre el disco (presión del resorte menos la presión interna).
2. A medida que sube la presión operacional, aumenta la fuerza resultante sobre el disco de la válvula, oponiéndose a la fuerza ejercida por el resorte, hasta que, al alcanzar la presión de ajuste (ajustada normalmente igual al valor de la presión de diseño del recipiente), las fuerzas sobre el disco se balancean y el disco comienza a levantarse.
3. A medida que continúa aumentando la presión del recipiente por encima de la presión de ajuste, el resorte es comprimido aun mas hasta que el disco está totalmente levantado. La válvula es diseñada para alcanzar su capacidad de trabajo a la acumulación máxima permitida (10% para contingencias que no sean incendios, 16% si se usan válvulas múltiples y 21% para exposición al fuego).
4. Subsiguiente a una reducción de la presión del recipiente, el disco retorna a su posición bajo acción del resorte, pero se re-asienta a una presión menor que la presión de ajuste en una cantidad denominada “presión diferencial de purga” que es 4% a 8% de la presión de ajuste. La “diferencia de presión de purga” puede ajustarse dentro de ciertos límites por varios medios recomendados por el suplidor o fabricante de la válvula, para proveer una “presión diferencial de purga” más larga o más corta. ^[4]

2.3 Metodología de diseño del equipo separador.

2.3.1 Cálculos a realizar previos al dimensionamiento.

Existen valores ya establecidos por diseño y se deben realizar ciertos cálculos previos que servirán de base para realizar el dimensionamiento, por ejemplo: la

distancia del NBBL al fondo del tambor son 9 pulg. El cálculo de la velocidad crítica se realizó con el valor de la densidad del líquido del condensado (ρ_l) y la densidad del gas (ρ_g), utilizando la ecuación 2.1. [5]

$$V_c = F_{21} * \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

[Ec 2.1]

Donde:

V_c = Velocidad crítica (pie/s)

ρ_l = Densidad del líquido en condiciones de operación (lb/pie³)

ρ_g = Densidad del gas a condiciones de operación (lb/pie³)

F_{21} = Constante de corrección de unidades, en unidades inglesas = 0,65 (de acuerdo con “*The Engineered Mist Eliminator of ACS Separations & Mass-Transfer Products*”).

Una vez calculada la velocidad crítica se procede a llevar las tasas tanto de gas como de líquido liviano y de líquido pesado a condiciones de operación, una vez realizado esto se calcula el área de sección transversal para el flujo de vapor.

Teniendo el flujo de gas y la velocidad de vapor permisible que no es más que el V_c se realizó el cálculo de A_v por la ecuación 2.2:

$$A_v = \frac{Q_v}{V_v}$$

[Ec 2.2]

Donde:

A_v = Área de sección transversal para el flujo de vapor (pie²).

Q_v = Flujo de descarga de vapor (pie³/s).

V_v = Velocidad de vapor permisible en el recipiente (pie/s).

2.3.2 Formulas a utilizar para el dimensionamiento del equipo.

Para el dimensionamiento del separador se utilizan secuencialmente las siguientes ecuaciones:

2.3.2.1 Volumen de operación de líquido liviano.

$$V_{r1} = Q_{l1} * T_{r1}$$

[Ec 2.3]

Donde:

V_{r1} = Volumen del líquido de operación (pie^3).

Q_l = Flujo volumétrico del líquido liviano (pie^3/s).

T_{r1} = Tiempo de residencia de operación del líquido liviano (min).

2.3.2.2 Volumen de operación de líquido de emergencia

$$V_{r2} = Q_l * (600\text{s})$$

[Ec 2.4]

Donde:

V_{r2} = Volumen de líquido de emergencia (pie^3).

Q_l = Flujo volumétrico de líquido liviano (pie^3/s).

2.3.2.3 Área vertical entre el NBL y NAL ($A_{\text{NBL-NAL}}$)

$$A_{\text{NBL-NAL}} = \frac{V_{r1}}{L_{\text{eff}}}$$

[Ec 2.5]

Donde:

V_{r1} = Volumen del líquido de operación (pie³).

Leef = Longitud efectiva de costura a costura del equipo (pies).

2.3.2.4 Área fraccional de la sección transversal (A_1^*)

Para el cálculo del área fraccional de la sección transversal (A_1^*), se utiliza la TABLA A, extraída del manual de dimensionamiento de separadores PDVSA MDP-03-S-03 en donde con el valor obtenido en la ecuación 2.6, se puede leer el valor correspondiente a A_1^* .^[5]

$$R_1^* = h_{NBBL}/D$$

[Ec 2.6]

2.3.2.5 Área del tambor (A_{tambor})

$$A_{tambor} = \frac{\pi}{4} * \frac{D^2}{F_{24}}$$

[Ec 2.7]

Donde:

D = Diámetro del tambor (pie).

$F_{24} = 1$ (por ser el cálculo en unidades inglesas).

2.3.2.6 Área vertical entre el NBBL y el fondo del tambor ($A_{fon-NBBL}$)

$$A^*_{FON-NBBL} = A^* \times A_{tambor}$$

[Ec 2.8]

2.3.2.7 Área transversal entre el fondo y el NAL ($A_{\text{fon-NAL}}$)

$$A_{FON-NAL} = A_{FON-NBBL}^* + A_{NAL-NBL} + \frac{\left(\frac{Vr_2}{Leff}\right)}{2}$$

[Ec 2.9]

2.3.2.8 Área vertical entre el NBBL y el NAAL ($A_{\text{NBBL-NAAL}}$)

$$A_{NBBL-NAAL} = A_{NBL-NAL} + \left(\frac{Vr_2}{Leff}\right)$$

[Ec 2.10]

2.3.2.9 Área vertical entre el fondo y el NAAL ($A_{\text{FON-NAAL}}$)

$$A_{FON-NAAL} = A_{NBBL-NAAL} + A_{FON-NBBL}$$

[Ec

2.11]

2.3.2.10 Área fraccional de la sección transversal (A^*_5)

$$A^*_5 = \frac{A_{FON-NAAL}}{A_{TAMBOR}}$$

[Ec 2.12]

Una vez que se obtiene el valor de A^*_5 se entra en la tabla A y se obtiene el valor correspondiente a R^*5

2.3.2.11 Altura entre el fondo del tambor y el NAL ($h_{FON-NAAL}$)

$$h_{FON-NAAL} = R * 5 * D$$

[Ec 2.13]

2.3.2.12 Altura entre NAAL y el NBBL ($h_{NBBL-NAAL}$)

$$h_{NBBL-NAAL} = h_{FON-NAAL} - h_{NBBL}$$

[Ec 2.14]

2.3.2.13 Área vertical disponible para el flujo de vapor (A_{VD})

$$A_{VD} = A_{TAMBOR} - A_{FON-NAAL}$$

[Ec 2.15]

2.3.3 Otros formulas utilizadas para comprobar la capacidad de separacion del equipo

Existen otro conjunto de ecuaciones que se utilizan para determinar otras variables necesarias para establecer la capacidad de separaron que posee el separador que se desea instalar.^[5]

2.3.3.1 Área transversal desde el NAAL hasta el fondo ($A_{FON-NAAL}$)

$$A_{FON-NAAL} = A_{TAMBOR} - A_V$$

[Ec 2.16]

Donde:

A_v = Constituye el área transversal para flujo de vapor (pie^2)

2.3.3.2 Área entre el fondo y el NBBL ($A_{\text{FON-NBBL}}$)

$$A_{\text{FON-NBBL}} = A_{\text{FON-NAAL}} - A_{\text{NBBL-NAAL}}$$

[Ec 2.17]

2.3.3.3 Áreas fraccionales A_6^* y A_7^*

$$A_6^* = \frac{A_{\text{FON-NBBL}}}{A_{\text{TAMBOR}}} \quad [\text{Ec 2.18}]$$

$$A_7^* = \frac{A_{\text{FON-NAAL}}}{A_{\text{TAMBOR}}} \quad [\text{Ec 2.19}]$$

Una vez obtenidas las áreas A_6^* y A_7^* respectivamente, se procede a obtener las R_6^* y R_7^* utilizando la tabla A.

2.3.3.4 Alturas correspondientes al NBBL (h_{NBBL}), y el NAAL (h_{NAAL})

$$h_{\text{NBBL}} = R_6^* \times D$$

[Ec 2.20]

$$h_{\text{FON-NAAL}} = R_7^* \times D$$

[Ec 2.21]

2.3.3.5 Velocidad de decantación de la fase líquida pesada (V_{tp})

$$V_{tp} = F_{12} * d^2 * \left(\frac{\rho_w - \rho_l}{\mu} \right)$$

[Ec 2.22]

Donde:

F12 = 18,4663 en unidades inglesas

d = Diámetro de la gota (pulg)

ρ_w = Densidad del agua (lb/pie³)

ρ_l = Densidad del líquido pesado (lb/pie³)

μ = Viscosidad de la fase continua

2.3.4 Fórmulas para el dimensionamiento de la bota decantadora

El cálculo referente a la bota decantadora se realizó utilizando las ecuaciones de la publicación “*Successfully Specify Three-Phase Separators*” elaborado por Wayne D. Monrrey y William Y. Svrcek:

2.3.4.1 Velocidad del líquido liviano (U_{LH})

$$U_{LH} = k_s \left(\frac{\rho_{lp} - \rho_{ll}}{\mu_{lp}} \right) \quad [\text{Ec. 2.23}]$$

Donde:

U_{LH} = Velocidad del líquido liviano (pie/s)

k_s = Se obtiene de la tabla B según sea el caso

ρ_{lp} = Densidad de la fase pesada (lb/s)

ρ_{ll} = Densidad de la fase liviana (lb/s)

μ_{lp} = Viscosidad de la fase pesada (cp)

2.3.4.2 Velocidad de decantación del liquido pesado (UP)

$$U_p = 0,75 * U_{LH}$$

[Ec 2.24]

2.3.4.3 Diámetro de la bota decantadora (D_b)

$$D_b = \sqrt{\frac{4 * 12 * Ql}{\pi * U_p}} \quad [\text{Ec}$$

2.25]

Donde:

Ql = Tasa de líquido liviano (pie³/s)

U_p = Velocidad de asentamiento de de la fase pesada(pie/s)

2.3.4.4 Tiempo de retención de la bota (T_r)

$$T_r = 1440 * \frac{Vol_{bota}}{Q_w} \quad [\text{Ec}$$

2.26]

Donde:

Vol_{bota} = Volumen de la bota decantadora (barriles).

Q_w = Tasa de liquido pesado (Barriles/día).

2.3.5 Otras formulas necesarias para determinar la factibilidad de instalación del equipo

Utilizando otro paquete de ecuaciones se determinan otros parámetros (áreas y alturas), que son necesarios para comprobar la factibilidad de instalación del separador que se desea instalar.

2.3.5.1 Área vertical entre el NBL-NBL ($A_{NBBL-NBL}$):

$$A_{NBBL-NBL} = \frac{Ql * 300}{leff}$$

[Ec 2.27]

2.3.5.2 Área vertical entre NAAL-NAL ($A_{NBBL-NBL}$):

$$A_{NBBL-NBL} = A_{NAAL-NAL} = 0,1064\pi e^2 \quad [\text{Ec} \quad 2.28]$$

$$A_{FON-NBL} = A_{FON_NBBL} + A_{NBBL-NBL} \quad [\text{Ec} \quad 2.29]$$

2.3.5.3 Área vertical entre el fondo y NAL ($A_{FON-NAL}$):

$$A_{FON-NAL} = A_{FON_NAAL} - A_{NAAL-NAL} \quad [\text{Ec} \quad 2.30]$$

2.3.5.4 Distancia vertical entre el fondo y NBL ($h_{FON-NBL}$):

$$A^*_3 = \frac{A_{FON-NBL}}{A_{TAMBOR}} \quad [\text{Ec} \quad 2.31]$$

Una vez obtenida A^*_3 se entra de igual manera en la tabla A y se obtiene el valor de R^*_3

$$h_{FON-NBL} = R^*_3 \times D$$

2.3.5.5 Distancia vertical entre el fondo del tambor y el NAL ($h_{FON-NAL}$):

$$A^*_4 = \frac{A_{FON-NAL}}{A_{TAMBOR}}$$

[Ec 2.32]

Una vez obtenida A^*_4 se entra de igual manera en la tabla A y se obtiene el valor

de R^*_4

$$h_{FON-NAL} = R^*_4 \times D$$

2.3.5.6 Altura entre el NAAL y NBBL ($h_{NBBL-NAAL}$):

$$h_{NBBL-NAAL} = h_{FON-NAAL} - h_{FON-NBBL} \quad [Ec 2.33]$$

2.3.6 Fórmulas a utilizar para el dimensionamiento de las boquillas del separador

2.3.6.1 Velocidad de la boquilla ($V_{boquilla}$)

$$V_{boquilla} = \frac{C}{\sqrt{\rho_{mezcla}}}$$

[Ec 2.34]

Donde:

$C =$ Ya que el equipo posee demister $C = 60$

2.3.6.2 Área de la boquilla

$$A_{boquilla} = \frac{Qm}{V_{boquilla}}$$

[Ec 2.35]

2.3.6.3 Diámetro de la boquilla

$$D_{boquilla} = \sqrt{\frac{4 * A_{boquilla}}{\pi}} \quad [Ec 2.36]$$

2.3.7 Formulas a utilizar para la comparación de los tiempos de retención

Para confirmar que el funcionamiento del equipo será el correcto, es necesario obtener el tiempo de retención en el cuál este desalojara el volumen de operación (volumen entre el nivel alto de liquido NAL y el nivel bajo de liquido NBL), para luego compararlo con el tiempo de retención asumido por norma PDVSA MDP-S-05 que es de 5 minutos. Para ello de acuerdo con la GPSA capítulo 6:

2.3.7.1 Volumen parcial que corresponde al nivel alto de líquido (NAL)

Teniendo en cuenta la figura 3.2:

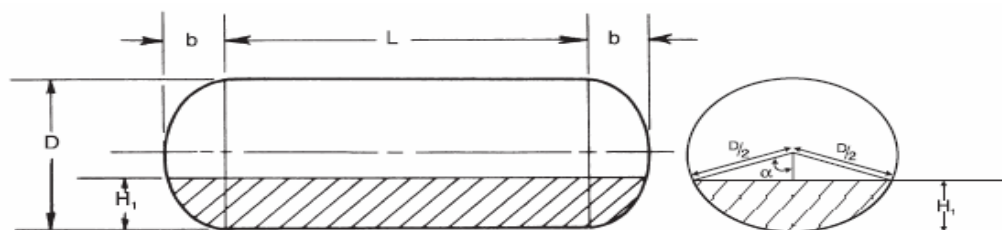


Figura 2.18. Diámetros y longitudes del recipiente

Donde:

D = Diámetro del recipiente.

b = Diámetro menor de la elipse.

L = Longitud del recipiente S/S.

H_L = Altura de líquido.

2.3.7.2 Cálculo de α

$$\alpha = 2 * A \tan \left(\frac{H_L}{\sqrt{2 * H_L * \frac{D}{2} - H_L^2}} \right)$$

[Ec 2.37]

2.3.7.3 Coeficiente del cilindro adimensional (f(Zc)),

$$f(Zc) = \left(\frac{\alpha - \text{sen}(\alpha) * \cos(\alpha)}{\pi} \right)$$

[Ec 2.38]

2.3.7.4 coeficiente elipsoidal adimensional (f(Ze)),

$$f(Ze) = - \left(\frac{H_L}{D} \right)^2 * \left(-3 + \frac{2 * H_L}{D} \right)$$

[Ec 2.39]

2.3.7.5 Volumen parcial de líquido correspondiente al nivel alto de líquido NAL

$$VolPar_{NAL} = \left(\frac{1}{6} * \pi * K * D^3 * f(Ze) \right) + \left(\frac{1}{4} * \pi * D^2 * L * f(Zc) \right) \quad [Ec$$

2.40]

Donde:

K = 0,5 para cálculos de volúmenes parciales.

2.3.7.5 Volumen que existe entre el nivel alto de líquido (NAL) y el nivel bajo de líquido (NBL).

$$Vol_{NAL.NBL} = VolPar_{NAL} - VolPar_{NBL} \quad [Ec 2.41]$$

2.3.8 Ecuación a utilizar para evaluar la capacidad del separador

$$L_{min\ima} = \frac{4 * QG}{\pi * D * Vt} \quad [Ec$$

2.42]

Donde:

Qg = Tasa del gas (MMPCSD).

D = Diámetro del equipo (pie).

Vt = Velocidad Terminal de decantación de la fase pesada (pie/s).

2.3.9 Ecuaciones a utilizar en el dimensionamiento de la tubería de alimentación al separador

2.3.9.1 Cálculo de la velocidad del gas y la velocidad del líquido

$$V_{sl} = \frac{W_l}{3600 * \rho_l * \left(0.7854 * \left(\frac{D}{12} \right)^2 \right)} \quad [Ec.$$

2.43]

$$V_{sg} = \frac{W_g}{3600 * \rho_g * (0.7854 \left(\frac{D}{12}\right)^2)} \quad [\text{Ec.}$$

2.44]

Donde:

Wl = Flujo masico de líquido.

Wg = Flujo masico de vapor.

ρ_l = Densidad del liquido.

ρ_g = Densidad del liquido.

D = Diámetro del equipo.

2.3.9.2 Caída de presión usamos la siguiente ecuación:

$$\Delta P_{total} = \left(\frac{\Delta P}{\Delta l}\right)_{friccion} * L + \left(\frac{\Delta P}{\Delta l}\right)_{elevacion} * L_h + \Delta P_{aceleracion}$$

[Ec. 2.45]

2.3.9.3 Resistencia del líquido (λ):

$$\lambda = \frac{Q_l}{(Q_l + Q_g)}$$

[Ec. 2.46]

2.3.9.3 ρ_h

$$\rho_h = \rho_{lv} * \lambda + \rho_g * (1 - \lambda)$$

[Ec. 2.47]

2.3.9.4 μ_h

$$\mu_h = \mu_{lv} \lambda_v + \mu_g (1 - \lambda_v)$$

[Ec. 2.48]

2.3.10 Ecuaciones a utilizar en el dimensionamiento de las tuberías de descarga de gas

2.3.10.1 Velocidad de erosión

$$V_e = \frac{160}{\sqrt{P_E}} \quad [\text{Ec.}$$

2.49]

2.3.10.2 Diámetro interno de la tubería

$$Q = S * V$$

[Ec. 2.50]

2.3.10.3 Diferencial de presión en los primeros 100 pies de tubería

Una vez conocidas las variables C1 y C2 sustituimos en la siguiente ecuación:

$$\Delta_{p100} = \frac{C1+C2}{\rho}$$

[Ec. 2.51]

2.3.11 Ecuaciones a utilizar en el dimensionamiento de las tuberías de descarga de liquido tanto pesado como liviano

2.3.11.1 Velocidad de flujo

$$V_l = \frac{0.012 \cdot Q_l}{d_l}$$

[Ec. 2.52]

Donde:

$Q_l = 95.22$ Barriles/día

$V_l =$ *Velocidad de flujo*

$d_l =$ *Diámetro Interno*

2.3.11.2 Diámetro interno de la tubería.

$$d_l = \sqrt{\frac{0.012 \cdot Q_l}{V_l}}$$

[Ec. 2.53]

2.3.11.3 Número de Reynolds

$$R_g = \frac{\rho_l \cdot d_l \cdot V_l}{\mu_l}$$

[Ec. 2.54]

2.3.11.4 Caída de presión en 100 pies de tubería de descarga de líquido tanto liviano pesado

$$\Delta P = \frac{0.00115 \cdot f \cdot Q^2 \cdot S_l}{d^5}$$

[Ec. 2.55]

Donde:

f = Factor de Fricción

Q = Tasa de Flujo másico.

S_l = Gravedad Específica del líquido.

d = Diámetro Interno.

CAPITULO III

DESARROLLO DE LA INVESTIGACIÓN

3.1 Descripción de la corriente de alimentación de la planta WX-1

Para poder determinar si el equipo separador que se dispone en almacén, es capaz de manejar los volúmenes de líquido liviano y pesado que vienen asociados con el gas de alimentación de la planta termoeléctrica, se deben llevar a cabo una serie de cálculos, para ello es indispensable conocer los parámetros del gas de entrada a la misma, el cual se muestra en la tabla 3.1.

Los parámetros a los que se hace referencia en la tabla 3.1, constituyen la descripción de la corriente de alimentación de la planta termoeléctrica WX-1, y a partir de él se llevan a cabo todos los cálculos posteriores para determinar si el equipo separador del cual se dispone puede ser instalado sin problemas.

3.2 Evaluación de los equipos separadores existentes en almacén, determinando la factibilidad de instalación de los mismos en el sistema de alimentación de gas.

El gas de alimentación de la planta termoeléctrica WX-1 desde hace cierto tiempo, está llegando a la misma con una considerable cantidad de líquido liviano (condensables) y pesado (Agua), lo cual está acarreando una serie de problemas operacionales en el funcionamiento interno de la misma, por lo que se hace necesaria la instalación de un equipo separador a la entrada de la planta. Dicho equipo se encuentra en almacén disponible para su instalación, a continuación se muestra un diagrama mecánico del mismo con sus respectivas dimensiones:

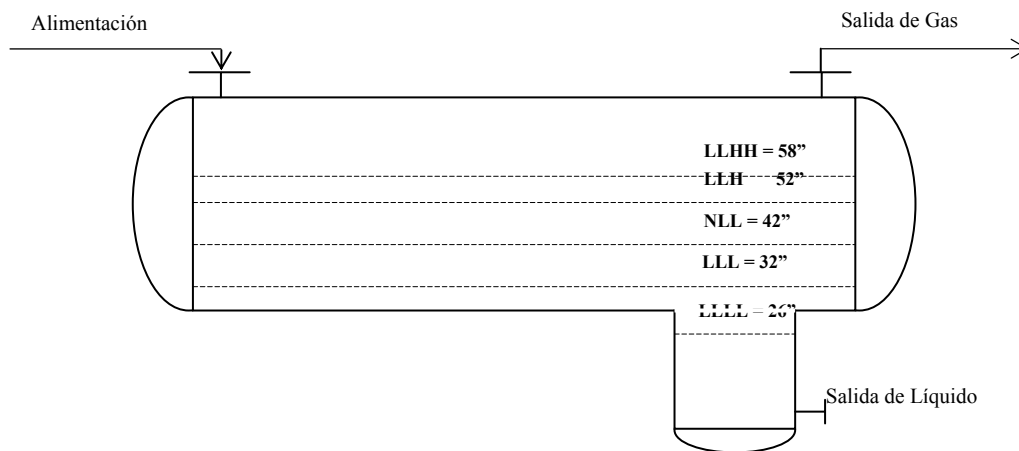


Figura 3.1 Diagrama mecánico del separador trifásico a instalar ^[4]

- Diámetro Externo: 36pulg, longitud S/S.: 15 pies, espesor de pared y cabezales 1,375pulg.
- Diámetros y espesores de boquillas de entrada y salidas de fluidos (boquilla de entrada: 10pulg, boquilla salida de gas: 10pulg y boquilla salida de líquido: 3pulg)
- Diámetro de la bota decantadora = 16 "O.D. longitud 2,5 pie

Tabla 3.1 Sistema de alimentación de la corriente de gas de entrada.

SISTEMA DE ALIMENTACION		
Corriente		1
Nombre		Corriente Alimentación
Fase		Mezcla
Flujo	Lbmol/día	122.556,265
	Lb/día	2.186.200,135
	barriles std/día	18.015,145
Temperatura	°F	85
Presión	Psig	670
Peso Molecular		17,84
Fracción Líquida		0,075
Vapor		
Flujo	Lbmo/día	113.314,295
	lb/día	2.000.239,408
	pie ³ /día	892.198,500
Flujo std vapor	MMPCED	42,998
CP	Btu/lb * °F	0,574
Peso Molecular		17,652
Z		0,922
Entalpía	Btu/Lb	-2.158,163
Densidad	Lb/pie ³	2,242
Viscosidad	Cp	0,013
Hidrocarburo		
Flujo	Lbmol/día	145,708
	Lb/día	21.965,057
	barriles/día	83,095
	barriles std/día	81,864
CP	Btu/lb * °F	0,503
Peso Molecular		150,747
Z		0,375
Entalpía	Btu/Lb	-915,336
Densidad	Lb/pie ³	47,080
Viscosidad	Cp	1,328
Agua		
Flujo	Lbmol/día	9.095,689
	Lb/día	163.985,564
	barriles /día	465,265
	barriles std/día	461,110
CP	Btu/lb * °F	1,057
Peso Molecular		18,029
Z		0,034
Entalpía	Btu/Lb	-6.799,866
Densidad	Lb/pie ³	62,775
Viscosidad	Cp	0,806

Para comprobar la factibilidad de instalación del separador con bota decantadora antes mostrado se tomo como patrón la norma PDVSA N° MDP-03-S-05, siguiendo todos los pasos estipulados para su dimensionamiento, y posterior comparación de los resultados obtenidos, a continuación realizamos una muestra de cálculo para mostrar los pasos que se siguieron y las ecuaciones utilizadas.

3.2.1 Cálculos previos al dimensionamiento.

Utilizando la ecuación 2.1:

$$V_c = 0,65 * \sqrt{\frac{47,080 - 2,242}{2,242}}$$

$$V_c = 2,91 \text{ pie/s}$$

Por la tabla de criterios de diseños típicos para algunos servicios específicos tomando como parámetro de diseño tambores de separación de agua asumimos el valor de la velocidad permisible igual a V_c . Antes de proceder a realizar cualquier cálculo, primeramente efectuamos las conversiones pertinentes según las unidades en las cuales se va a trabajar, como se muestra a continuación:

- Tasa y flujo volumétrico de gas a condiciones de operación:

$$Q_g = 892198,5 \frac{\text{pie}^3}{D} * \frac{1D}{86400s}$$

pie^3

$$W_g = 10,326 \text{ pie}^3/\text{s} * 2.242 \text{ lb/}$$

$$Q_g = 10,326 \text{ pie}^3/\text{s}$$

$$W_g = 23,1509 \text{ lb/s}$$

- Tasa y flujo de líquido liviano a condiciones de operación:

$$Q_l = 81,864 \frac{\text{barril}}{D} * \frac{1D}{86400\text{sg}} * \frac{5,615 \text{pie}^3}{1\text{barril}} \quad W_l = 0,00532 \text{pie}^3/\text{s} * 47,080 \text{lb/}$$

pie³

$$Q_l = 0,00532 \text{pie}^3/\text{s} \quad W_l = 0,2505 \text{lb/pie}$$

- Tasa y flujo de agua a condiciones de operación:

$$Q_w = 461,11 \frac{\text{barril}}{D} * \frac{1D}{86400\text{sg}} * \frac{5,615 \text{pie}^3}{1\text{barril}} \quad W_w = 0,0299 \text{pie}^3/\text{s} *$$

62,775 lb/ pie³

$$Q_w = 0,0299 \text{pie}^3/\text{s} \quad W_w = 1,877 \text{lb/s}$$

Teniendo el flujo de gas y la velocidad de vapor permisible que no es más que el Vc se realizo el cálculo de Av por la ecuación 2.2:

Utilizando la ecuación 2.2:

$$A_v = \frac{10,326 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}}{2,91 \frac{\text{pie}}{\text{s}}}$$

$$A_v = 3,54 \text{pie}^2$$

3.2.2 Dimensionamiento del separador

El estimado del tamaño óptimo del tambor es un procedimiento de tanteo para tambores horizontales. Técnicamente primero se asume un tamaño de tambor, dado que este es un estudio comparativo dicho tamaño ya se tiene: diámetro externo =36 pul, longitud S/S = 15 pies

Se efectuaran los cálculos del volumen de operación de líquido liviano y de emergencia, teniendo en cuenta que el tiempo de residencia de operación de líquido liviano es 5 min y el tiempo de residencia para la activación de las alarmas son 5 minutos para el NAAL y para el NBBL respectivamente. Se utilizan las ecuaciones 2.3 y 2.4 para calcular el volumen de líquido de operación y el volumen de líquido de emergencia.

$$V_{r_1} = 0.00532 \frac{pie^3}{s} * \frac{60sg}{1 \text{ min}} * 5 \text{ min}$$

$$V_{r_2} = 0.00532 \frac{pie^3}{sg} * (600s)$$

$$V_{r_1} = 1,526 \text{ pie}^3$$

$$V_{r_2} = 3,192 \text{ pie}^3$$

3.2.2.1 Muestra de cálculo:

Teniendo la presión del fluido $P_o = 670 \text{ psig}$ que se toma del sistema de alimentación de la planta se expresa lo siguiente:

$$L/D=5 \quad D=36\text{pulg}=3\text{pies} \quad \text{Leef} = 3*5\text{pies}= 15\text{pies}$$

Se procede al cálculo entre el área vertical entre el NBL y NAL por la ecuación 2.5:

$$A_{NBL-NAL} = \frac{1,596\text{pie}^3}{15\text{pie}}$$

$$A_{NBL-NAL} = 0,1064\text{pie}^2$$

Para el cálculo del área fraccional de la sección transversal (A_1^*), se utiliza la TABLA A, extraída del manual de dimensionamiento de separadores PDVSA MDP-03-S-03 en donde con el valor obtenido en la ecuación 2.6, se puede leer el valor correspondiente a A_1^* .

$$R_1^* = 9\text{pulg}/36\text{pulg}$$

$$R_1^* = 0,25 \quad A_1^* = 0,196$$

Teniendo un diámetro del separador $D = 3$ pies se procede a calcular el área del tambor (ecuación 2.7):

$$A_{tambor} = \frac{\pi}{4} * (3)^2$$

$$A_{tambor} = 7,06 \text{pies}^2$$

Posteriormente se procede al cálculo del área vertical entre el NBBL y el fondo del tambor ($A_{\text{fon-NBBL}}$) con la ecuación 2.8. Esta área se calculo multiplicando el área fraccional de la sección transversal A_1^* por el área del tambor:

$$A^*_{\text{FON-NBBL}} = 0.196 * 7,06\text{pie}^2$$

$$A^*_{\text{FON-NBBL}} = 1,38376\text{pie}^2$$

El área transversal entre el fondo y el NAL ($A_{\text{fon-NAL}}$), se calcula mediante la ecuación 2.9:

$$A_{\text{FON-NAL}} = 1,38376\text{pie}^2 + 0,1064\text{pie}^2 + \frac{\left(\frac{3.192\text{pie}^3}{15\text{pie}}\right)}{2}$$

$$A_{\text{FON-NAL}} = 1.5966\text{pie}^2$$

El área vertical entre el NBBL y el NAAL se obtiene mediante la ecuación 2.10:

$$A_{\text{NBBL-NAAL}} = 0,1064\text{pie}^2 + \left(\frac{3,192\text{pie}^3}{15}\right)$$

$$A_{\text{NBBL-NAAL}} = 0,3192\text{pie}^2$$

El área vertical entre el fondo y el NAAL se obtiene mediante la ecuación 2.11:

$$A_{\text{FON-NAAL}} = 0,3192\text{pie}^2 + 1,38376\text{pie}^2$$

$$A_{\text{FON-NAAL}} = 1,70296 \text{ pie}^2$$

El área fraccional de la sección transversal (A^*_5), se obtiene mediante la ecuación 2.12:

$$A^*_5 = \frac{1,70296 \text{ pie}^2}{7,06 \text{ pie}^2}$$

$$A^*_5 = 0,2412 \quad R^*_5 = 0,290$$

La altura entre el fondo del tambor y el NAL ($h_{\text{FON-NAAL}}$), se obtiene mediante la ecuación 2.13:

$$h_{\text{FON-NAAL}} = 0,290 * 3 \text{ pie}$$

$$h_{\text{FON-NAAL}} = 0,87 = 10,44 \text{ pulg}$$

La altura entre NAAL y el NBBL ($h_{\text{NBBL-NAAL}}$), por medio de la ecuación 2.14:

$$h_{\text{NBBL-NAAL}} = 10,44 \text{ pulg} - 9 \text{ pulg}$$

$$h_{\text{NBBL-NAAL}} = 1,44 \text{ pug}$$

Se calcula el área vertical disponible para el flujo de vapor. El área de sección transversal vertical disponible para este flujo (A_{VD}), utilizando la ecuación 2.15:

:

$$A_{VD} = 7,06\text{pie}^2 - 1,70296\text{pie}^2$$

$$A_{VD} = 5,357\text{pie}^2$$

3.2.2.2 Evaluación de la capacidad de separación líquido – líquido y estimación final de las dimensiones del recipiente.

Se calcula el área transversal desde el NAAL hasta el fondo ($A_{\text{FON-NAAL}}$) de la siguiente manera por la ecuación 2.16:

:

$$A_{\text{FON-NAAL}} = 7,06\text{pie}^2 - 3,54\text{pie}^2$$

$$A_{\text{FON-NAAL}} = 3,52\text{pie}^2$$

Posteriormente se deduce el área entre el fondo y el NBBL ($A_{\text{FON-NBBL}}$), por la ecuación 2.17:

$$A_{\text{FON-NBBL}} = 3,52\text{pie}^2 - 0,3192\text{pie}^2$$

$$A_{\text{FON-NBBL}} = 3,20080\text{pie}^2$$

Seguidamente se calculan las áreas fraccionales A_6^* y A_7^* , con las ecuaciones 2.18 y 2.19 respectivamente:

$$A_6^* = \frac{3,2008\text{pie}^2}{7,06\text{pie}^2}$$

$$A^*_6 = 0,4534 \quad R^*_6 = 0,4649$$

$$A^*_7 = \frac{3,52 \text{ pie}^2}{7,06 \text{ pie}^2}$$

$$A^*_7 = 0,4986 \quad R^*_7 = 0,4988$$

Posteriormente se calculo el NBBL (h_{NBBL}), y el NAAL (h_{NAAL}) con las ecuaciones 2.20 y 2.21 respectivamente:

$$h_{\text{NBBL}} = 0,4649 * 3\text{pie}$$

$$h_{\text{NBBL}} = 1,3947\text{pie} = 16,73\text{pulg}$$

$$h_{\text{FON-NAAL}} = 0,4988 * 3\text{pie}$$

$$h_{\text{FON-NAAL}} = 1,4964\text{pie} = 17,957\text{pulg}$$

Como se puede apreciar el valor fijo de h_{NBBL} en 230 mm (9 pulg), cambia aquí por efecto de la decantación. Se calculo la velocidad de decantación de la fase liquida pesada (V_{ip}), usando la ecuación 2.22 que se muestra a continuación:

$$V_{ip} = 18,4663 * (0,003937)^2 * \left(\frac{62,775 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} - 47,0,80 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{0,013 \text{cp}} \right)$$

$$V_p = 0,3456 \frac{pie}{s}$$

- Para NAAL:

Sucesivamente calculamos la velocidad de flujo de la fase líquida liviana V_{fl} tanto para NAAL como para NBBL mediante las siguientes ecuaciones:

$$V_{fl} = \frac{Ql}{A_{fon-NAAL}}$$

$$V_{fl} = \frac{0,00532 \frac{pie^3}{s}}{3,52 pie^2}$$

$$V_{fl} = 1,511 * 10^{-3} \frac{pie}{s}$$

Se calcula la longitud horizontal que las gotas de líquido pesado tienen que recorrer (X_h), de la siguiente manera:

$$X_h = \frac{V_{flNAAL} * h_{NAAL}}{V_p}$$

$$X_h = \frac{1,511 * 10^{-3} \frac{pie}{sg} * 1,4964 pie}{0,3456}$$

$$X_h = 0,00653 pie$$

- **Para NBBL**

Esta parte se calcula de la siguiente manera:

$$V_{fl} = \frac{Ql}{A_{FON-NBBL}}$$

$$V_{fl} = \frac{0,00532 \frac{pie^3}{s}}{3,2008 pie^2}$$

$$V_{fl} = 0,00166 \frac{pie}{s}$$

$$X_h = \frac{V_{flNBBL} * h_{NBBL}}{V_{tp}}$$

$$X_h = \frac{0,00166 \frac{pie}{sg} * 1,3947 pie}{0,3456}$$

$$X_h = 0,00669 pie$$

3.2.2.3 Cálculos de la bota decantadora

El cálculo referente a la bota decantadora se realizó utilizando las ecuaciones de la publicación “*Successfully Specify Three-Phase Separators*” elaborado por Wayne D. Monrrey y William Y. Svrcek:

Primero se calculo la velocidad del líquido liviano con la ecuación 2.23:

$$U_{LH} : 0,333 \left(\frac{(62,775 - 47,08) \frac{lb}{s}}{0,806cp} \right)$$

$$U_{LH} = 6,484 \text{ pie /s}$$

Luego se calcula UP de la manera siguiente utilizando la ecuación 2.24:

$$U_p = 0,75 * 6,484 \frac{pie}{s}$$

$$U_p = 4,863 \frac{pie}{s}$$

Posteriormente se calcula el diámetro de la bota D_b usando la siguiente ecuación 2.25:

$$D_b = \sqrt{\frac{4 * 12 * 0,0299}{\pi * 4,863}}$$

$$D_b = 0,306 \text{ pie} = 3,6 \text{ pulg}$$

También es importante conocer el tiempo de retención de la bota, este se calcula de la manera siguiente (ecuación 2.26):

$$T_r = 1440 * \frac{0,52 \text{barriles}}{460,08 \frac{\text{barriles}}{\text{dia}}}$$

$$T_r = 1,62 \text{ min}$$

3.2.2.4 Calculo de otras áreas necesarias para determinar la factibilidad de instalación del equipo separador existente en almacén.

- Área vertical entre el NBBL-NBL ($A_{NBBL-NBL}$), usando la ecuacion 2.27:

$$A_{NBBL-NBL} = \frac{0,00532 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}} * 300}{15 \text{pie}}$$

$$A_{NBBL-NBL} = 0,1064 \text{pie}^2$$

- Área vertical entre NAAL-NAL ($A_{NBBL-NBL}$), usando la ecuacion 2.28 y 2.29:

$$A_{NBBL-NBL} = A_{NAAL-NAL} = 0,1064 \text{pie}^2$$

$$A_{FON-NBL} = 3,2008 \text{pie}^2 + 0,1064 \text{pie}^2$$

$$A_{FON-NBL} = 3,3072 \text{pie}^2$$

- Área vertical entre el fondo y NAL ($A_{FON-NAL}$), usando la ecuacion 2.30:

$$A_{FON-NAL} = 1,70296 \text{pie}^2 - 0,1064 \text{pie}^2$$

$$A_{FON-NAL} = 1,59656 \text{pie}^2$$

- Distancia vertical entre el fondo y NBL ($h_{FON-NBL}$) usando la ecuación 2.31:

$$A^*_3 = \frac{3,3072 \text{ pie}^2}{7,06 \text{ pie}^2}$$

$$A^*_3 = 0,468 \qquad R^*_3 = 0,475$$

$$h_{FON-NBL} = R^*_3 \times D$$

$$h_{FON-NBL} = 0,475 * 3 \text{ pie}$$

$$h_{FON-NBL} = 1,425 \text{ pie}^2$$

- Distancia vertical entre el fondo del tambor y el NAL ($h_{FON-NAL}$), usando la ecuación 2.32:

$$A^*_4 = \frac{1,59656 \text{ pie}^2}{7,06 \text{ pie}^2}$$

$$A^*_4 = 0,226 \qquad R^*_4 = 0,275$$

$$h_{FON-NAL} = R^*_4 \times D$$

$$h_{FON-NAL} = 0,275 * 3 \text{ pie}$$

$$h_{FON-NBL} = 0,875 \text{ pie}^2$$

- Altura entre el NAAL y NBBL ($h_{NBBL-NAAL}$) usando la ecuación 2.33:

$$h_{NBBL-NAAL} = 1,4964 \text{ pie} - 1,3947 \text{ pie}$$

$$h_{NBBL-NAAL} = 0,1017 \text{ pie} = 1,22 \text{ pulg}$$

3.2.2.5 Boquillas

Se comprueba que los diámetros de las distintas boquillas que componen el diseño del separador (entrada delgas de alimentación, salida de gas, salida de líquido liviano, salida de líquido pesado), no excedan los diámetros del equipo existente en almacén.

3.2.2.5.1 Alimentación

En primer lugar se debe calcular la densidad de la mezcla a través de la siguiente ecuación:

$$\rho_{mezcla} = \left(\frac{w_g + w_l + w_w}{Qg + Ql + Qw} \right)$$

$$\rho_{mezcla} = \left(\frac{(23,151 + 0,2505 + 1,877) \frac{lb}{s}}{(10,326 + 0,00532 + 0,0299) \frac{pie^3}{s}} \right)$$

$$\rho_{mezcla} = 2,633 \frac{lb}{pie^3}$$

Se procede a calcular la velocidad de la boquilla con la ecuación 2.34:

$$V_{boquilla} = \frac{60}{\sqrt{2,633 \frac{lb}{pie^3}}}$$

$$V_{boquilla} = 36,979 \frac{pie}{s}$$

Se calcula el caudal de la mezcla de los fluidos con la siguiente ecuación:

$$Q_m = (Q_l + Q_g + Q_w)$$

$$Q_m = (0,00532 + 10,326 + 0,0299) \text{ pie}^3/\text{s}$$

$$Q_m = 10,3612 \text{ pie}^3/\text{s}$$

Posteriormente se procede a calcular el área de la boquilla con la ecuación 2.35:

$$A_{boquilla} = \frac{10,3612 \frac{\text{pie}^3}{s}}{36,979 \frac{\text{pie}}{s}}$$

$$A_{boquilla} = 0,2802 \text{ pie}^2$$

Con esa área calculada anteriormente se realiza el cálculo del diámetro de la boquilla utilizando la ecuación 2.36:

$$D_{boquilla} = \sqrt{\frac{4 * 0,2802 \text{ pie}^2}{\pi}}$$

$$D_{boquilla} = 0,5972 \text{ pie} = 7,1675 \text{ pulg} \quad 8 \text{ pulg (diámetro comercial)}$$

3.2.2.5.2 Salidas Tope (Gas):

Se utiliza la ecuación 3.34 para el cálculo de la boquilla, solo que la densidad que se utiliza es la del gas y el valor de C es 60 teniendo o no demister.

$$V_{boquilla} = \frac{60}{\sqrt{2,242 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}}$$

$$V_{boquilla} = 40,07 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

El área de la boquilla de salida de gas se obtiene utilizando la ecuación 2.35:

$$A_{boquilla} = \frac{10,326 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}}{40,07 \frac{\text{pie}}{\text{s}}}$$

$$A_{boquilla} = 0,2577 \text{ pie}^2$$

$$D_{boquilla} = \sqrt{\frac{4 * 0,2577 \text{ pie}^2}{\pi}}$$

$$D_{boquilla} = 0,575 \text{ pie} = 6,9 \text{ pulg} \quad \rightarrow 8 \text{ pulg (diámetro comercial)}$$

a) Fondo

Para el cálculo de las boquillas de salida tanto del líquido liviano como de líquido pesado, se toma un valor predeterminado de velocidad del fluido para la boquilla que está entre 3 – 3,33 siendo el más recomendado el de 3,33, y para el resto de los cálculos se toman las ecuaciones 2.35 y 2.36, cambiando los valores respectivos tanto para el líquido liviano como para el pesado.

b.1) Líquido liviano

$$V_{boquilla} = 3,33 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

$$A_{boquilla} = \frac{0,00532 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}}{3,33 \frac{\text{pie}}{\text{s}}}$$

$$A_{boquilla} = 0,001597 \text{ pie}^2$$

$$D_{boquilla} = \sqrt{\frac{4 * 0,001597 \text{ pie}^2}{\pi}}$$

$$D_{boquilla} = 0,0451 \text{ pie} = 0,54 \text{ pulg} \quad \longrightarrow \text{2 pulg (diámetro comercial)}$$

b.2) Líquido pesado

$$V_{boquilla} = 3,33 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

$$A_{boquilla} = \frac{0,0299 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}}{3,33 \frac{\text{pie}}{\text{s}}}$$

$$A_{boquilla} = 0,008979 \text{ pie}^2$$

$$D_{boquilla} = \sqrt{\frac{4 * 0,008979 \text{ pie}^2}{\pi}}$$

$$D_{boquilla} = 0,1069 \text{ pie} = 1,28 \text{ pulg} \quad \longrightarrow \text{2 pulg (diámetro comercial)}$$

3.2.2.6 Comparación de tiempos de retención

Para confirmar que el funcionamiento del equipo será el correcto, es necesario obtener el tiempo de retención en el cuál este desalojara el volumen de operación (volumen entre el nivel alto de liquido NAL y el nivel bajo de liquido NBL), para luego compararlo con el tiempo de retención asumido por norma PDVSA MDP-S-05 que es de 5 minutos. Para ello se realizaron los siguientes cálculos de acuerdo con la GPSA capítulo 6:

Una vez que se poseen las diferentes longitudes y diámetros necesarios se procede a realizar el cálculo de α utilizando la ecuación 2.37:

$$\alpha = 2 * A \tan \left(\frac{2,66 \text{ pie}}{\sqrt{2 * 2,66 \text{ pie} * \frac{3 \text{ pie}}{2} - (2,66 \text{ pie})^2}} \right)$$

$$\alpha = 2,4548^\circ$$

Una vez que se posee α se procede a calcular el coeficiente del cilindro adimensional ($f(Z_c)$), para ello se utiliza la ecuación 2.38:

$$f(Z_c) = \left(\frac{2,4548^\circ - \text{sen}(2,4548^\circ) * \cos(2,4548^\circ)}{\pi} \right)$$

$$f(Z_c) = 0,9374$$

Luego se calcula el coeficiente elipsoidal adimensional ($f(Z_e)$), a través de la ecuación 2.39:

$$f(Ze) = -\left(\frac{2,66\text{pie}}{3\text{pie}}\right)^2 * \left(-3 + \frac{2 * 2,266\text{pie}}{3\text{pie}}\right)$$

$$f(Ze) = 0,96437$$

Posteriormente se determina el volumen parcial de líquido correspondiente al nivel alto de líquido NAL, usando la siguiente ecuación (2.40):

$$VolPar_{NAL} = \left(\frac{1}{6} * \pi * 0,5 * (3\text{pie})^3 * 0,96437\right) + \left(\frac{1}{4} * \pi * (3\text{pie})^2 * 15\text{pie} * 0,9374\right)$$

$$VolPar_{NAL} = 106,208\text{pie}^3 = 18,9\text{barriles}$$

Una vez que se obtuvo el volumen parcial correspondiente al nivel alto de líquido (NAL) se repite el proceso utilizando las ecuaciones 2.37-2.40 solo que esta vez H_1 corresponderá al el nivel bajo de líquido (NBL):

$$\alpha = 2 * A \tan \left(\frac{0,5\text{pie}}{\sqrt{2 * 0,5\text{pie} * \frac{3\text{pie}}{2} - (0,5\text{pie})^2}} \right)$$

$$\alpha = 0,8411^\circ$$

$$f(Zc) = \left(\frac{0,8411^\circ - \text{sen}(0,8411^\circ) * \cos(0,8411^\circ)}{\pi} \right)$$

$$f(Zc) = 0,10956$$

$$f(Ze) = - \left(\frac{0,5 \text{ pie}}{3 \text{ pie}} \right)^2 * \left(-3 + \frac{2 * 0,5 \text{ pie}}{3 \text{ pie}} \right)$$

$$f(Ze) = 0,074$$

$$VolPar_{NBL} = \left(\frac{1}{6} * \pi * 0,5 * (3 \text{ pie})^3 * 0,074 \right) + \left(\frac{1}{4} * \pi * (3 \text{ pie})^2 * 15 \text{ pie} * 0,10956 \right)$$

$$VolPar_{NBL} = 12,139 \text{ pie}^3 = 2,162 \text{ barriles}$$

Figura 3.2 Diámetros y longitudes del recipiente

Para determinar el volumen que existe entre el nivel alto de líquido (NAL) y el nivel bajo de líquido (NBL), se procede a restar los volúmenes parciales anteriormente calculados, como se muestra en la ecuación 2.41:

$$Vol_{NAL.NBL} = 18,91 \text{ barriles} - 2,1619 \text{ barriles}$$

$$Vol_{NAL.NBL} = 16,748 \text{ barriles}$$

Una vez obtenido el Volumen de líquido que existe entre el nivel alto y bajo del recipiente ($Vol_{NAL.NBL}$) se obtiene la tasa de líquido total que esta entrando y posteriormente se procede a calcular el tiempo de retención de dicho volumen utilizando la ecuación 2.26:

$$Ql_{TOTAL} = Ql + Qw$$

$$Ql_{TOTAL} = 81,864 \frac{\text{barriles}}{D} + 461,110 \frac{\text{barriles}}{D}$$

$$Ql_{TOTAL} = 542,974 \frac{\text{barriles}}{D}$$

$$T_r = 1440 * \frac{16,748 \text{barriles}}{542,974 \frac{\text{barriles}}{D}}$$

$$T_r = 44 \text{ min} > 5 \text{ minutos}$$

3.2.4 Evaluación del equipo separador a instalar

Ya que se comprobó que la instalación del equipo separador que se dispone en almacén es viable, ahora debe determinarse cuál es la máxima tasa de gas que este puede manejar, para prever posteriores aumentos de la misma, producto posiblemente de futuras ampliaciones.

Para estimar dicha tasa se tiene la siguiente ecuación extraída de la GPSA. Página 7-8. Ecuación 7-12, la cual provee la longitud mínima que debe poseer el separador para evitar el arrastre de líquido en el gas (en este trabajo de investigación esta ecuación viene siendo 2.42).

$$L_{\text{minima}} = \frac{4 * 61 \text{MMPCSD}}{\pi * 7,06 \text{pie} * 0,3456 \text{pie} / \text{s}}$$

$$L_{\text{minima}} = 14,86 \text{ pie}$$

Otra variable que debe ser tomada en cuenta al momento de realizarse esta evaluación son los tamaños respectivos de las boquillas de alimentación y descarga de gas, asumiendo que la densidad del gas no varía y como tasa máxima los 61 MMPCSD que se obtuvieron de la ecuación anterior tenemos lo siguiente:

- Boquilla de gas de alimentación

$$Q_m = (0,00532 + 14.6497 + 0,0299) \text{ pie}^3/\text{s}$$

$$Q_m = 14,7328 \text{ pie}^3/\text{s}$$

$$V_{\text{boquilla}} = 36,79 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

$$A_{\text{boquilla}} = \frac{14,7328 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}}{36,79 \frac{\text{pie}}{\text{s}}}$$

$$A_{\text{boquilla}} = 0,4 \text{ pie}^2$$

$$D_{\text{boquilla}} = \sqrt{\frac{4 * 0,4 \text{ pie}^2}{\pi}}$$

$$D_{\text{boquilla}} = 0,714 \text{ pie} = 8,56 \text{ pulg} = 10 \text{ pulg (diámetro comercial)}$$

- Boquilla de salida de gas

$$V_{boquilla} = 40,07 \frac{pie}{s}$$

$$A_{boquilla} = \frac{14,6497 \frac{pie^3}{s}}{40,07 \frac{pie}{s}}$$

$$A_{boquilla} = 0,3656 pie^2$$

$$D_{boquilla} = \sqrt{\frac{4 * 0,3656 pie^2}{\pi}}$$

$$D_{boquilla} = 0,6822 pie = 8,18 pulg = 10 pulg \text{ (diámetro comercial)}$$

3.3 Elaboración de los balances de materia correspondientes al sistema de alimentación de la planta wx-1 mediante el uso del simulador hysys plant 3.2.

3.3.1 Simulador de procesos Hysys Plant.

Hoy en día existen simuladores con un amplia experiencia en procesos industriales con la versatilidad de poder trabajar en estado estable y dinámico con una amplia base de datos de compuestos y propiedades, entre estos simuladores se encuentra Hysys Plant, que no es más que una herramienta muy útil para todo

ingeniero químico o de proceso pues brinda la factibilidad de realizar de forma rápida, cálculos que de forma manual requieren de varias horas de trabajo.

El Hysys Plant es un simulador con el que se puede realizar la simulación de varios equipos, como torres de absorción, sistemas generales de transformación, separación de materia. Es uno de los software más avanzados en ingeniería de proceso, completamente interactivo y en el cual es posible obtener información a nivel de definición geométrica de los equipos de proceso.

3.3.2 Entorno de la simulación integrada en Hysys Plant.

Los parámetros comunes (que son el eje de las herramientas de modelización), se basan en: Topología del modelo, interfase y termodinámica. Se utiliza el diseño orientado a objetos, junto con un entorno grafico event-drive, consiguiendo:

- Calcular automáticamente cada vez que se le añada información nueva.
- Acceder libremente a la información que se necesita.

3.3.3 Arquitectura abierta y extensible de Hysys Plant.

El entorno de simulación integrada y el software orientado a objetos, acaba ofreciendo:

- Uso desarrollado del estado estacionario y dinámico de las operaciones unitarias.
- Expresiones cinéticas de las reacciones.
- Creación de paquete de propiedades especializadas.

3.3.4 Uso de la herramienta.

Para poder realizar la simulación del proceso con esta herramienta, inicialmente se debe especificar al simulador las siguientes propiedades del sistema a simular:

- Modelo termodinámico.
- Modelo cinético.
- Entrada del proceso (composición, temperatura, caudal).
- Equipos y sus condiciones de diseño y operación.

La herramienta permite realizar simulaciones con base en el cálculo de propiedades físicas, componentes reales e hipotéticos, reacciones y equipos, todo esto dentro de una entidad singular. Las ventajas que presenta esta herramienta son:

- Información en una localización singular.
- Los paquetes de fluidos definidos pueden ser almacenados como una entidad completamente definida que puede ser usada en cualquier fase de la simulación.
- Paquetes de fluidos múltiples pueden ser usados en un misma simulación.

3.3.5 Explicación de la simulación.

1. Primero antes de entrar al simulador Hysys Plant se necesita tener la descripción de los flujos de alimentación que entran al separador trifásico, es decir, el gas, condensado y agua así como también sus composiciones.
2. Luego se procede a entrar al simulador Hysys Plant 3.2.



Figura 3.3 Pantalla Principal del simulador.

- Una vez en el ambiente del simulador se procede a agregar los componentes de las alimentaciones de la siguiente manera:

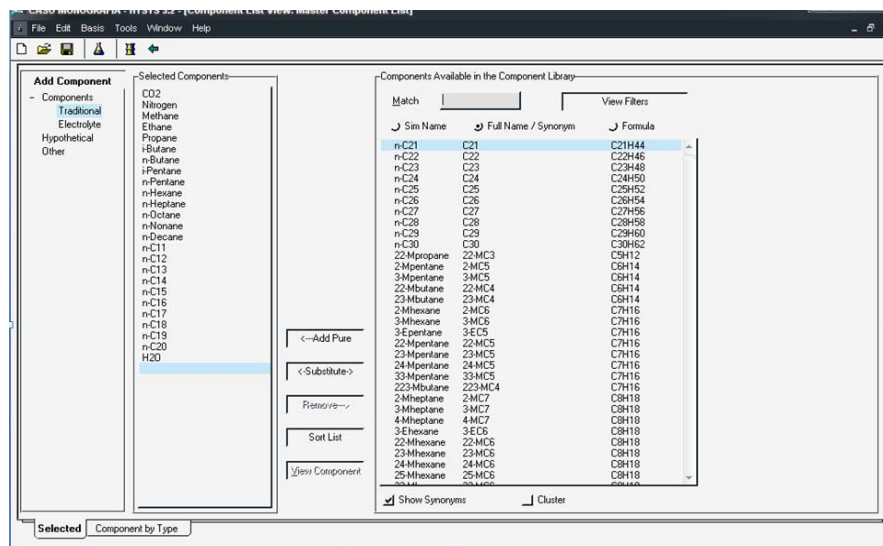


Figura 3.4 Ventana para agregar los componentes de la alimentación.

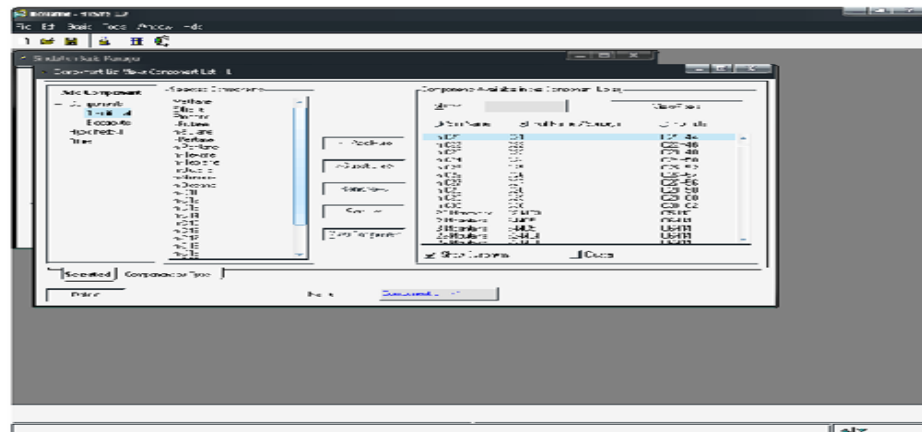


Figura 3.5 Ventana del simulador con los componentes ya ingresados.

4. Al tener ya agregados los componentes de las diferentes alimentaciones se procede a elegir el paquete termodinámico con el cual se va a trabajar.

3.3.6 Paquete termodinámico.

El paquete termodinámico o la ecuación elegida para describir el comportamiento de las presiones, volúmenes y temperaturas de las corrientes líquidas y sólidas fue la ecuación de estado Peng Robinson, puesto que es la más recomendada debido a que sus resultados se acercan a los valores prácticos con un mínimo margen de error.

La ecuación de estado Peng Robinson es una mejora del modelo matemático propuesto por Redlich – Kwong y funciona bien tanto para líquidos como para gases. Además ofrece la confiabilidad para sistemas que trabajan con hidrocarburos lineales o líquido – vapor, igualmente para cálculos de densidad de líquidos para sistemas de hidrocarburos. Así como en plantas de gas, plantas de refinerías y endulzamiento de gas con TEG.

Sin embargo cabe recalcar que existe otras ecuaciones de estado que a pesar de poseer diferentes en los resultados también podrían ser usados, la teoría consultada asegura que la elegida es la que describe el comportamiento más cercano al real de este tipo de flujos. Al estar claro cuál es el paquete termodinámico que se va a utilizar en la simulación a elegir el mismo de la manera siguiente:

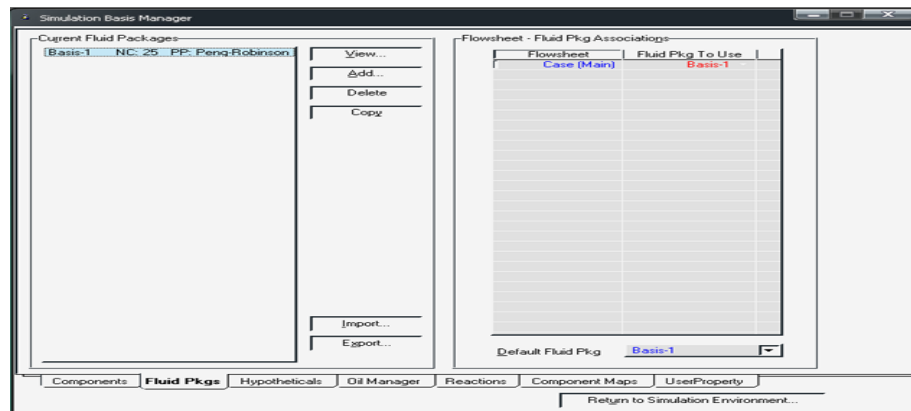


Figura 3.6 Ventana para la escogencia del paquete termodinámico.

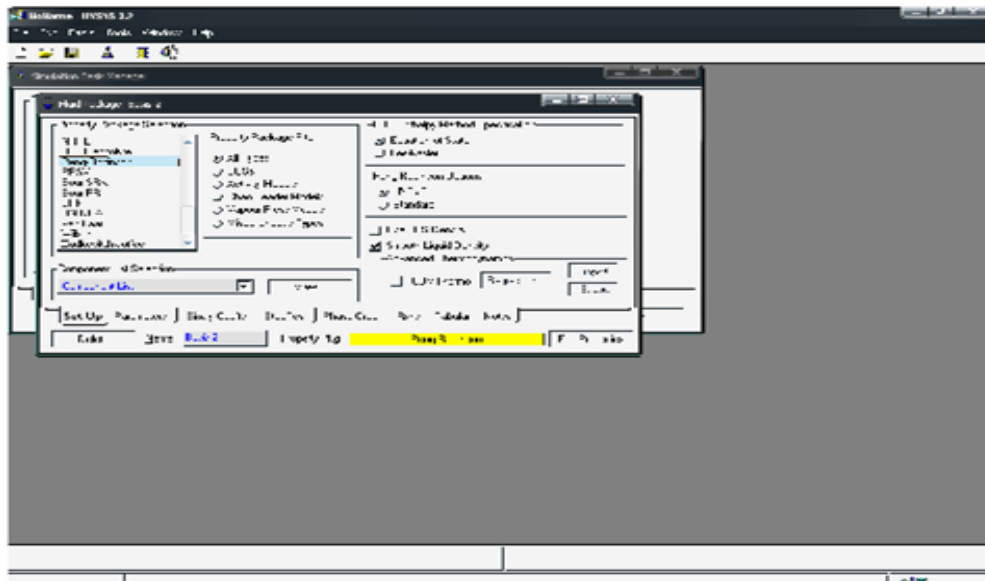


Figura 3.7 Paquete termodinámico ya escogido.

5. Al tener agregados los componentes y el paquete termodinámico se procede a entrar al ambiente de simulación.

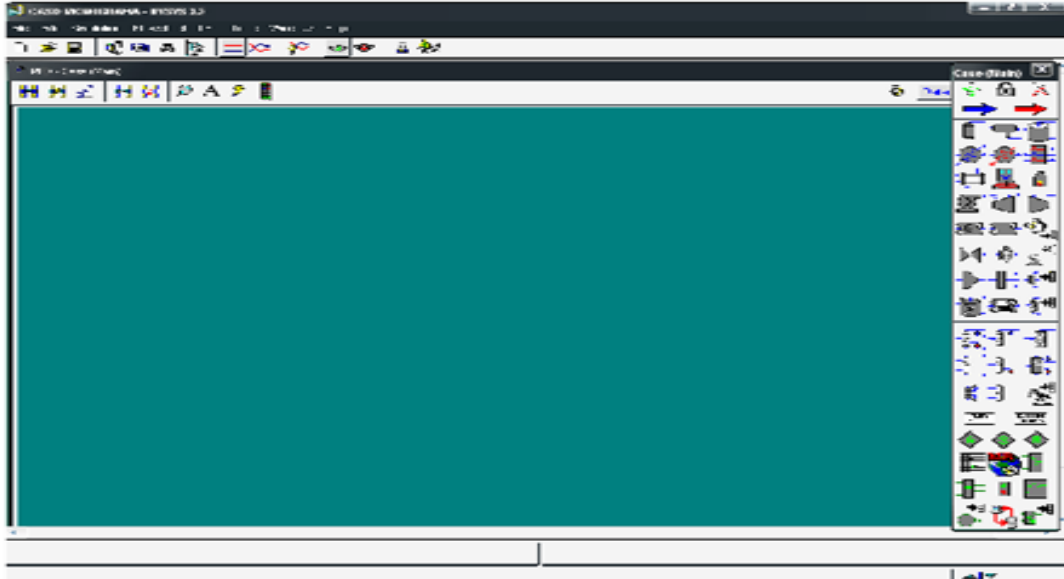


Figura 3.8 Simulador listo para uso

6. Estando en el ambiente del simulador Hysys Plant, se escogen tres corrientes de materia de la paleta que se encuentra a la derecha de la pantalla, y seguidamente a cada corriente de materia se le coloca su temperatura, presión, flujo molar y sus composiciones correspondientes, hasta que el sistema indique con una franja verde que ya la corriente posee toda la información necesaria.

Corriente de Gas:

The figure displays two screenshots from the HYSYS 3.2 software interface. The top screenshot shows the 'Worksheet' for the 'GAS' stream, detailing its properties, composition, and cost parameters. The bottom screenshot shows the 'Input Composition for Stream: GAS' dialog box, where the mole fractions of various hydrocarbons are defined.

Worksheet Data (Top Screenshot):

Property	Value	Unit
Stream Name	GAS	
Vapour Fraction	1.0000	
Temperature [F]	85.00	85.00
Pressure [psig]	670.0	670.0
Mass Flow [kg]	4.308e+007	4.308e+007
Mass Flow [lb/hr]	9.268e+004	9.268e+004
Std Inlet Gas Flow [kmol/day]	1.752e+004	1.752e+004
Molar Enthalpy [kJ/kmol]	-8.650e+004	-8.650e+004
Molar Energy [kJ/kmol-C]	151.8	151.8
Heat Flow [kJ/hr]	-1.853e+008	-1.853e+008
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/hr]	empty	empty
Fluid Package	Basis 1	

Input Composition for Stream: GAS (Bottom Screenshot):

Component	Mole Fraction
CO2	0.0335
Nitrogen	0.0046
Methane	0.9450
Ethane	0.0101
Propane	0.0026
i-Butane	0.0009
n-Butane	0.0009
i-Pentane	0.0004
n-Pentane	0.0003
n-Hexane	0.0004
n-Heptane	0.0007
n-Octane	0.0005
n-Nonane	0.0001
n-Decane	0.0000
n-C11	0.0000
n-C12	0.0000
n-C13	0.0000
n-C14	0.0000
Total	1.0000

Figura 3.9 Condiciones de operación de la corriente de gas.

Corriente de Condensado:

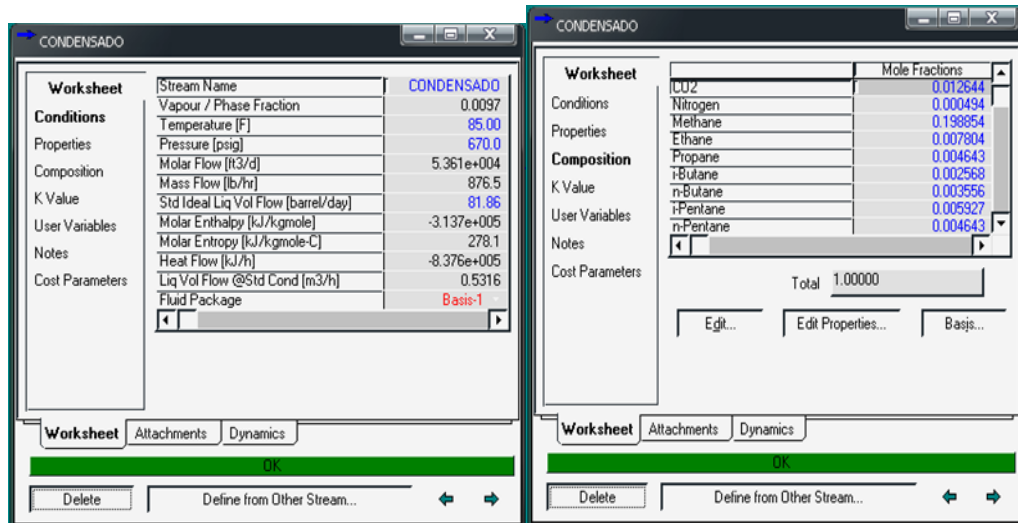


Figura 3.10 Condiciones de operación de la corriente de condensado.

Corriente de Condensado:

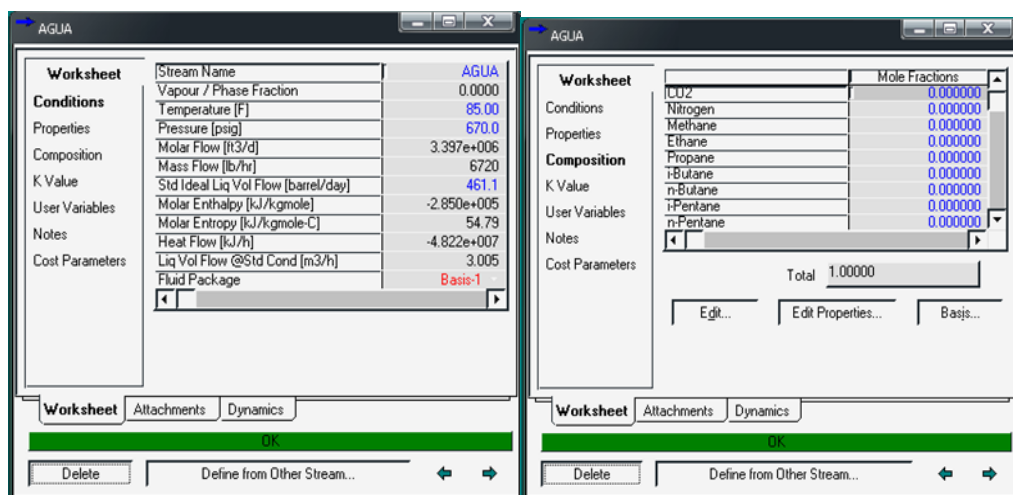


Figura 3.11 Condiciones de operación de la corriente de agua.

7. Al tener todas las corrientes de materias listas, se procede a colocar el separador trifásico con bota decantadora y se comienza a instalar las tres corrientes de materias y especificar todo lo que necesite el separador hasta que este corra, es decir, se coloca en la parte de abajo la franja verde.

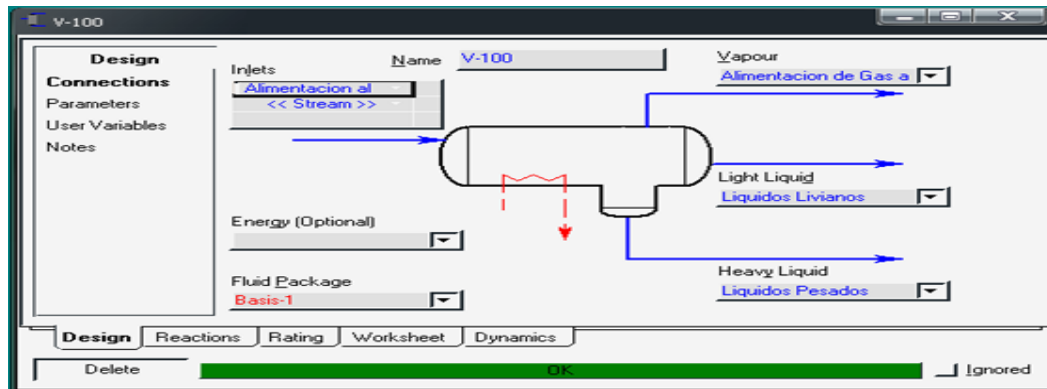


Figura 3.12 Separador trifásico con bota decantadora.

8. Cuando la franja verde aparece en la parte de debajo de la simulación significa que dicha simulación ha convergido, ahora se procede a verificar los valores del gas de descarga que tenemos con los valores del gas de descarga que se obtuvieron por la simulación los cuales deben ser semejante.

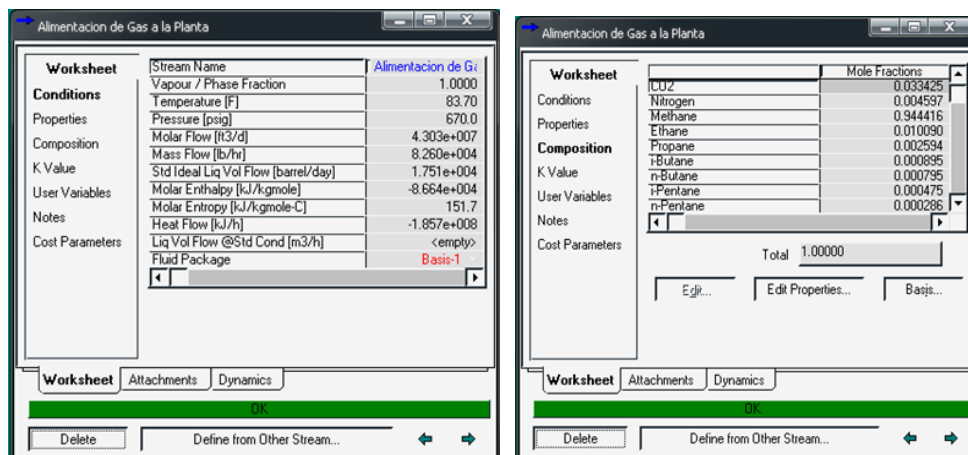


Figura 3.13 Características dadas por el simulador de la corriente de gas de salida.

Con lo mostrado anteriormente se puede observar que la simulación concuerda con los datos obtenidos de la planta, quedando claro que dicha simulación esta realizada correctamente.

3.4 Dimensionamiento de las líneas de alimentación y descarga del separador.

3.4.1 Línea de Alimentación al Separador.

1 Primero hacemos una predicción de flujo basándonos en la Norma PDVSA L-tp1.5

Donde teniendo:

$$W_g = 82600 \text{ lb/hr} \quad \rho_g = 2.279 \text{ lb/pie}^3$$

$$W_l = 7668 \text{ lb/hr} \quad \rho_l = 60.40 \text{ lb/pie}^3$$

2 Fijamos un Diámetro Nominal de 2 pulg y Sched. 80s y sustituimos los valores en la ecuación 2.42 y 2.43 respectivamente:

$$V_{sg} = \frac{82600 \text{ lb/hr}}{3600 * 2.279 \text{ lb/pie}^3 * (0.7854 \left(\frac{1.939}{12}\right)^2)} = 490.96 \text{ pie/s}$$

$$V_{sl} = \frac{7668 \text{ lb/hr}}{3600 * 60.40 \text{ lb/pie}^3 * (0.7854 \left(\frac{1.939}{12}\right)^2)} = 1.72 \text{ pie/s}$$

Debido a que por medio de la FIGURA 1 predecimos un flujo neblina seguimos iterando hasta encontrar el diámetro correcto.

3 D nominal= 6 pulg

$$V_{sg} = 55.62 \text{ pie/seg}$$

FLUJO NEBLINA

$$V_{sl} = 0.195 \text{ pie/s}$$

4 D nominal= 8 pulg

$$V_{sg} = 31.75 \text{ pie/seg}$$

FLUJO ONDULADO

$$V_{sl} = 0.11 \text{ pie/s}$$

D int= 7.625 pulg

Schudele. 80s

5 Para conocer la caída de presión usamos la siguiente ecuación (ecuación 2.45):

$$\Delta p_{total} = \left(\frac{\Delta p}{\Delta l} \right)_{friccion} * L + \left(\frac{\Delta p}{\Delta l} \right)_{elevacion} * L_n + \Delta p_{aceleracion}$$

Ya que en nuestro sistema no tomamos en cuenta la elevación ni aceleración la ecu. 3.44 será igual a:

$$\Delta p_{total} = \left(\frac{\Delta p}{\Delta l} \right)_{friccion} * L$$

6 Donde $\left(\frac{\Delta p}{\Delta l} \right)_{friccion}$ es igual a:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta l} \right)_{friccion} = \frac{1.344 * 10^{-5} * f_{tp} * W_{total}^2}{\beta * \rho_n * D^5}$$

Donde β es igual a:

$$\beta = \frac{\rho_l}{\rho_h} \left(\frac{\lambda}{\rho_l} \right) + \frac{\rho_g}{\rho_h} \left[\frac{(1 - \lambda)}{(1 - R_t)} \right]$$

7 Calculamos la resistencia del liquido (ecuación 2.46):

$$\lambda = \frac{3.425 \times 10^6}{3.425 \times 10^6 + 43.03 \times 10^6}$$

$$\lambda = 0.074$$

8 Luego calculamos ρ_h (ecuación 2.47):

$$\rho_h = 6.58 \text{ lb/pe}^3$$

9 Calculamos μ_h (ecuación 2.48):

$$\mu_h = \mu_{lv} \lambda + \mu_g (1 - \lambda)$$

10 Asumimos que $R_t = \lambda = 0.074$, al compara en la FIGURA 2 corroboramos el valor de R_t y sustituimos en la ecu. 3.48

$$\beta = 1.0516$$

11 Por medio de la FIGURAR 3 obtenemos $\left(\frac{f_{tp}}{f_o} \right) = 2.5$ y con la FIGURA 4 obtenemos $f_o = 0.021$, despejamos y obtenemos:

$$f_{tp} = 0.0525$$

12 Sustituimos en la ecuación. 3.47 :

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta l}\right)_{fricción} = 0.0329 \text{ Lppc/pe}$$

13 Multiplicamos por la longitud y obtenemos Δp para 100 pies de tubería:

$$\Delta p_{100} = 3.293 \text{ lppc}$$

3.4.2 Línea de Descarga de Gas.

Para el dimensionamiento de la tubería de descarga de gas primero se calcula el caudal en pie cúbico por segundo:

$$Q_g = 892198,5 \frac{\text{pie}^3}{s} * \frac{D}{86400s} = 10,326 \frac{\text{pie}^3}{s}$$

Usando la ecuación de velocidad de erosión en una tubería obtenemos la velocidad de flujo con la que comenzamos a iterar:

Sustituimos en la ecuación 2.49:

$$V_* = \frac{160}{\sqrt{2,279 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}} = 105,99 \frac{\text{pie}^3}{s}$$

Conociendo la velocidad de erosión y el caudal usamos la siguiente ecuación para conocer el diámetro interno de la tubería (ecuación 2.50):

$$Q = S * V$$

$$d = \sqrt{\frac{4 * Q}{\pi * V}}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 * 10.326 \frac{pie^3}{s}}{\pi * 105.94 \frac{pie}{s}}} = 0.352 pie = 4.227 \text{ pulg}$$

En función a la normas planteadas en el capítulo 17 de la GPSA para este diámetro y un Schedule de 80 tenemos un diámetro nominal de 5 pulg un ves que conocemos esto buscamos las constantes C1 y C2 en la figura 5 y la tabla 2 respectivamente.

Donde:

$$C1 = 7,0$$

$$C2 = 2,04$$

Una vez conocidas las variables C1 y C2 sustituimos: (ecuación 2.51):

$$\Delta_{p100} = \frac{7 * 2,04}{2,279 \frac{lb}{pie^3}} = 6,266 \text{ psi}$$

Debido a que la caída de presión no está dentro del rango iteramos hasta encontrara el diámetro nominal adecuado para la tubería:

Tabla 3.2 Proceso iterativo

D Nominal(pulg)	Schedule	C2	Caída de presión (psi)
6	80	0,798	2,451
8	80	0,185	0,568

Estos valores cumplen con los requeridos según la norma.

3.4.3 Línea de Descarga de Líquido Liviano.

Según las normas API-RP-14E la ecuación para velocidad de flujo es la siguiente (ecuación 2.52):

$$V_i = \frac{0.012 + Q_i}{d_i}$$

1. Despejamos el diámetro interno de la ecuación. 2.52 obteniendo la ecuación 2.53 :

$$d_i = \sqrt{\frac{0.012 + Q_i}{v_i}}$$

2. Fijamos un valor de velocidad de flujo en función a la TABLA 5 de la norma PDVSA 90616-1-024.
3. La velocidad fijada fue 5 pie/s que es la velocidad máxima para una tubería de diámetro nominal de 2 pulg. o menor, sustituimos en la ecuación. 2.52

$$d_i = \sqrt{\frac{0.012 * (81,864 \frac{\text{barriles}}{\text{dia}})}{5,5 \text{ pie/s}}}$$

$$d_i = 0.203 \text{ pulg}$$

$$\text{DN} = 3/8 \text{ pulg}$$

Asumimos un diámetro comercial igual a 2 pulg o mayor según las normas PDVSA

4. Calculamos el Numero de Reynolds para un diámetro igual a 2 pulg o 0,17 pie usando la siguiente ecuación (2.54):

$$R_s = \frac{45.28 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} * 0.17 \text{ pie} * 5,5 \text{ pie/s}}{6.242 * 10^{-4}}$$

$$R_s = 67825,697$$

5. Calculamos el E/D en usando la FIGURA 5 usando como material para la tubería acero:

$$E/D = 0.0009$$

6. Calculamos el factor de fricción:

$$f = 0.0228$$

7. Calculamos la gravedad específica usando como referencia la ρ del agua:

$$S_1 = 0.726$$

8. Usamos la siguiente ecuación para calcular la caída de presión en 100 pie de tubería (ecuación 2.55):

$$\Delta P = \frac{0.00115 \cdot f \cdot Q^2 \cdot S_1}{d^5}$$

$$\Delta P = 0.0000487 \text{ psi}$$

3.4.4 Línea de Descarga de Líquidos Pesados.

Según las normas API-RP-14E la ecuación para velocidad de flujo es la siguiente:

$$V_1 = \frac{0.012 \cdot Q_1}{d_1}$$

1. Despejamos el diámetro interno de la ecuación. 3.56 obteniendo:

$$d_1 = \sqrt{\frac{0.012 \cdot Q_1}{V_1}}$$

2. Fijamos un valor de velocidad de flujo en función a la TABLA 4 de la norma PDVSA 90616-1-024.

3. La velocidad fijada fue 6 pie/s, sustituimos en la ecuación. 2.52

$$d_i = \sqrt{\frac{0.012 * (448,1 \frac{\text{barriles}}{\text{dia}})}{6 \text{ pie/s}}}$$

$$d_i = 0,95 \text{ pulg}$$

$$\text{DN} = 1 \text{ pulg}$$

Asumimos un diámetro comercial igual a 2 pulg o mayor según las normas PDVSA

4. Calculamos el Numero de Reynolds para un diámetro igual a 2 pulg o 0,17 pie usando la siguiente ecuación:

$$R_e = \frac{\rho_l * d_l * V_l}{\mu_l}$$

$$R_e = \frac{62,81 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} * 0,17 \text{ pie} * 6 \text{ pie/s}}{0,551 * 10^{-3}}$$

$$R_e = 116272,50$$

5. Calculamos el E/D en usando la FIGURA 5 usando como material para la tubería acero:

$$\text{E/D} = 0.0009$$

6. Calculamos el factor de fricción:

$$f = 0.0215$$

7. Calculamos la gravedad específica usando como referencia la ρ del agua:

$$S_1 = 1$$

8. Usamos la siguiente ecuación para calcular la caída de presión en 100 pie de tubería:

$$\Delta P = \frac{0.00115 \cdot f \cdot Q^2 \cdot S_1}{d^5}$$

$$\Delta P = 0.155 \text{ psi}$$

CAPITULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Previos a la evaluación comparativa entre el separador que se dispone y los cálculos realizados, existen ciertos resultados que sirven como indicadores de que el diseño esta correcto como lo son la comparación entre sí de los resultados obtenidos de las áreas de sección vertical disponible al flujo de gas (A_V y A_{VD}).

Al comparar los valores obtenidos del área requerida (A_V) con el área disponible para el flujo de vapor (A_{VD}), este último es el mayor, lo que implica que el tamaño del tambor es más grande del necesario para realizar el servicio, este constituye un indicativo de que el tambor es capaz de manejar el volumen de gas de alimentación sin mayores problemas.

Otro indicador que cumple la misma función que el anterior también lo constituye la comparación que se realiza entre el valor que se obtuvo de la distancia horizontal que las gotas deben recorrer (X_h) y la longitud del equipo separador (l_{eff}) donde h constituye el nivel al cual se está evaluando la operación, es decir $h_{FON-NAAL}$ o h_{NBBL} (medido desde el fondo del recipiente), y V_{tp} es la velocidad de decantación de la fase líquida pesada.

Si X_h (evaluado tanto para NAAL, como para NBBL), es menor que l_{eff} , habrá separación de la fase pesada, y el diseño del tambor será satisfactorio para la decantación de la fase pesada. Mientras que si (evaluado tanto para NAAL, como para NBBL), es mayor que l_{eff} , no habrá separación completa de la fase pesada, indicativo de que el separador no será capaz de decantar la fase pesada por completo.

Tomando en cuenta lo anteriormente expuesto, al comparar los valores de X_h tanto para el NAAL y el NBBL con la l_{eff} , es de notar que habrá separación de la fase pesada y el diseño del separador es satisfactorio.

En lo que respecta a los resultados obtenidos en los cálculos que se obtuvieron en la parte de la bota decantadora, al compararlos con las dimensiones correspondientes al separador que se dispone en almacén es de notar que los primeros son significativamente menores, lo que significa que la bota es capaz de manejar volúmenes de líquido pesado mucho mayores, proporcionando un buen rango de seguridad para prever ampliaciones futuras de la planta.

Luego de realizar los cálculos correspondientes usando como herramienta principal el manual de PDVSA N° MDP-03-S-05, los resultados obtenidos de las principales alturas y diámetros de boquillas, son comparados con las mismas variables pero pertenecientes al separador que se desea instalar.

Al analizar la tabla 4.1 , es de notar q todas las alturas y diámetros de boquilla que corresponden al separador que se desea instalar, son significativamente mayores a los resultados obtenidos en los cálculos realizados basados en la norma. Una vez que se compararon las principales alturas y diámetros de boquilla del diseño realizado, se comprobó que estas son significativamente mayores que las del equipo existente, de igual manera se evaluó el tiempo de retención del volumen de operación (volumen entre nivel alto de líquido NAL y el nivel bajo de líquido NBL) del separador existente en almacén disponible para ser instalado (44 minutos), dando como resultado que este tiempo es significativamente superior al que estipula la norma PDVSA MDP 03-S-05 (5 minutos), para este tipo de equipos. En consecuencia el separador del que se dispone en almacén puede ser instalado a la entrada de la planta, y será capaz de disminuir al mínimo permisible los niveles de líquido liviano

(condensado) y líquido pesado (Agua), que se encuentran asociados a la corriente de gas de alimentación de la misma.

Una parte importante de un proceso de evaluación es determinar la tasa máxima a la cual el equipo separador que se va a instalar va a operar. Utilizando la ecuación 3.42 se determinó que la mayor tasa de gas a la cual equipo puede funcionar normalmente evitando el arrastre de líquido sería de 61 MMPCSD, para manejar tasas superiores a esta se necesitaría un separador con una longitud mayor de 15 pies, esta restricción es volumétrica por lo que se evaluaron los diámetros de flujo de las boquillas. Al evaluar las boquillas tanto de alimentación como de descarga de gas es de notar que ambas son capaces de manejar los 61 MMPCSPD que obtuvimos como tasa máxima.

Tabla 4.1 Cotejo de Variables

Variable	Separador a instalar	Diseño MDP-03-S-05
$h_{FON-NAAL}$ (pulg)	58	10,44
$h_{NBBL-NAAL}$ (pulg)	62	1,44
h_{NBBL} (pulg)	26	16,73
$h_{FON-NAL}$ (pulg)	52	10,5
D_{BOTA} (pulg)	16	3,6
$D_{boquilla}$ entrada gas (pulg)	10	8
$D_{boquilla}$ salida gas (pulg)	10	8
$D_{boquilla}$ salida liq liviano (pulg)	3	2
$D_{boquilla}$ salida liq pesado(pulg)	3	2

Por medio de las normas PDVSA L-tp1.5, GPSA cap. 17 y API-RP-14E se realizaron los cálculos para el dimensionamiento de las tuberías de alimentación y descarga del separador obteniéndose los siguientes resultados expresados en la tabla 4.2.

Tabla 4.2 Valores para el Dimensionamiento de Tuberías de Alimentación y Descarga.

TUBERÍAS	D Nominal (pulg)	D Interno (pulg)	Sched.	V de flujo(pie/seg)	ΔP (psi)
Alimentación al separador	8	7.625	80	31.750	3.293
Descarga de gas	8	7.625	80	105.940	0.568
Descarga de liquido liviano	2	1.939	80	5.5	0.0000487
Descarga de líquido pesado	2	1.939	80	6	0.155

El dimensionamiento de la línea de alimentación del separador se realizo en función de evitar un patrón de flujo neblina en la tubería, al realizar el análisis con los resultados obtenidos se puede verificar que el patrón de flujo que posee la alimentación del separador es un flujo ondulado. Al comparar los diámetros de las boquillas con respecto a los diámetros de las tuberías podemos observar que son consistentes entre sí. Adicional a esto analizando los valores de las caídas de presión se destaca que estos son considerablemente pequeños por lo que no representan un factor predominante en el análisis de los primeros 100 pies de tubería.

CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1. Conclusiones

- 1** Al comparar los niveles del líquido correspondiente a las dimensiones del separador en almacén y los obtenidos por la evaluación realizada por medio de la norma PDVSA MDP 03-S-05 se concluyo que es factible la instalación del equipo separador.
- 2** Al comparar los diámetros de las boquillas correspondientes a las dimensiones del separador en almacén y los obtenidos por la evaluación realizada por medio de la norma PDVSA MDP 03-S-05 se concluyo que es factible la instalación del equipo separador.
- 3** La tasa máxima de funcionamiento del separador que se desea instalar es de 61 MMPCSD.
- 4** El diámetro obtenido para la tubería de alimentación del separador se calculo en función de evitar el patrón de flujo neblina.
- 5** El diámetro obtenido para la tubería de alimentación del separador tiene un patrón de flujo ondulado.
- 6** Los diámetros de tubería de descarga de líquidos son menores que el diámetro mínimo permisible de instalación (2 pulg) por lo que se uso este ultimo para efectos de cálculo de las caídas de presión.

5.2. Recomendaciones

- 1** No exceder la tasa máxima de operación del equipo separador para no acarrear problemas operacionales, como el arrastre de líquidos.
- 2** Realizar un análisis de sensibilidad variando los parámetros presión y temperatura, para conocer el rango al cual el equipo funciona correctamente.

3 Mantener la velocidad de flujo de gas en la tubería de descarga para evitar la erosión de la misma.

BIBLIOGRAFÍA

1. Martínez marcías J. “**Diseño conceptual de separadores**” Ingenieros consultores, SRL. Maracaibo, Venezuela.
2. Martínez marcías J. “**Ingeniería de gas, principios y aplicaciones**” Ingenieros consultores y asociados, C.A. Maracaibo, Venezuela
3. KERN Donald Q. “**Proceso de transferencia de calor**”. Editorial SECSA trigésima primera edición. México (1999).
4. PDVSA MDP 03-S-01 “**MANUAL DE DISEÑO DE PROCESO SEPARACIÓN FÍSICA TAMBORES SEPARADORES-PRINCIPIOS BÁSICOS**” Agosto (1995).
5. PDVSA MDP 03-S-05 “**MANUAL DE DISEÑO DE PROCESO SEPARACIÓN FÍSICA TAMBORES SEPARADORES-TAMBORES SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO-VAPOR.**” Agosto (1995).
6. PDVSA MDP 03-S-03 “**MANUAL DE DISEÑO DE PROCESO SEPARACIÓN FÍSICA TAMBORES SEPARADORES-TAMBORES SEPARADORES LIQUIDO-VAPOR.**” Agosto (1995).
7. Wayne D. Monnery, William Y. Svrcsek “*Successfully Specify Treeh-Phase Separators*” University of Calgary.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

TÍTULO	“Evaluación del desarrollo de la ingeniería conceptual para evitar el arrastre de líquido hacia la planta termoeléctrica wx-1, ubicada en el occidente del país”
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CVLAC / E MAIL
Arenas Antoni, Andrés Daniel	CVLAC: 17.411.773 EMAIL: arenas.a02@gmail.com
Perdomo Marcano, Luisana Del Valle	CVLAC: 15.935.506 EMAIL: luisanajc@gmail.com

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Evaluación

Desarrollo

Arrastre

Separador

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUB ÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

En el presente trabajo de investigación el objetivo principal fue evaluar la factibilidad de instalación de un equipo separador de 15 pies de longitud y 3 pies de diámetro a la entrada de la planta WX-1 ubicada en el occidente del país, para ello se utilizó una serie de manuales de procesos industriales principalmente la norma PDVSA MDP 03-S-05, al igual que se emplearon una serie de ecuaciones extraídas de la “*Gas Processors Suppliers Association*“(GPSA). Al terminar el estudio comparativo de los valores anteriormente mencionados se comprobó que el equipo puede ser instalado sin problemas y es capaz de manejar los volúmenes tanto de líquido pesado como de líquido liviano que se encuentran asociados a la corriente de alimentación del separador. Debido que se está evaluando el equipo de manera integral, posteriormente se determinó a través de una serie de ecuaciones, que la tasa máxima de gas a la cual éste puede operar evitando el arrastre de líquido es 61 MMPCSD. Una vez que se evaluó y se comprobó que es factible la instalación del equipo se realizó una simulación del separador con sus respectivas corrientes tanto de alimentación como de descarga, utilizando como herramienta principal el simulador HYSYS PLANT 3.2, para conocer las propiedades del gas y los líquidos tanto liviano como pesado a la salida del separador.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E-MAIL				
Rondón, José	ROL	CA	AS (X)	TU	JU
	CVLAC:	V-8.328657			
	e-mail:	rondonjj@gmail.com			
Santamaría, Freddy	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:	V- 12.288.427			
	e-mail:				
Castro. Luís	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:	V-11.420.313			
	e-mail:	guardo_1@yahoo.com			

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2009	12	18
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
Tesis.Evaluación_ingenieríaconceptrual_arrastedelíquido.doc	Aplicación/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: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería Química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del Reglamento de Trabajo de Grado:

“Los Trabajos de Grado son exclusiva propiedad de la Universidad y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”

Andrés Daniel Arenas Antoni

AUTOR

Luisana Del Valle Marcano Perdomo

AUTOR

Ing. José Rondón

TUTOR

Ing. Freddy Santamaría

JURADO

Ing. Luís Castro

JURADO

Prof. Yraima Salas

POR LA SUBCOMISION DE TESIS