



**ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE
CHIMBORAZO**

**FACULTAD DE MECÁNICA
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA**

**“DISEÑO DE UN SEPARADOR DE LÍQUIDOS Y GASES,
PROVENIENTES DE LA GASIFICACIÓN DE
BIOMASA”**

CALISPA AGUILAR MARCELO ESTEBAN

TESIS DE GRADO

Previa a la obtención del Título de:

INGENIERO MECÁNICO

RIOBAMBA – ECUADOR

2013

ESPOCH

Facultad de Mecánica

CERTIFICADO DE APROBACIÓN DE TESIS

2012-11-29

Yo recomiendo que la Tesis preparada por:

MARCELO ESTEBAN CALISPA AGUILAR

Titulada:

**“DISEÑO DE UN SEPARADOR DE LÍQUIDOS Y GASES, PROVENIENTES
DE LA GASIFICACIÓN DE BIOMASA”**

Sea aceptada como parcial complementación de los requerimientos para el Título de:

INGENIERO MECÁNICO

Ing. Geovanny Novillo A.
DECANO DE LA FAC. DE MECÁNICA

Nosotros coincidimos con esta recomendación:

Ing. Gilberto Zabala
DIRECTOR DE TESIS

Dra. Magdy Echeverría.
ASESORA DE TESIS

ESPOCH

Facultad de Mecánica

CERTIFICADO DE EXAMINACIÓN DE TESIS

NOMBRE DEL ESTUDIANTE: MARCELO ESTEBAN CALISPA AGUILAR

TÍTULO DE LA TESIS: “DISEÑO DE UN SEPARADOR DE LÍQUIDOS Y GASES, PROVENIENTES DE LA GASIFICACIÓN DE BIOMASA”

Fecha de Examinación: 2013-09-18

RESULTADO DE LA EXAMINACIÓN:

COMITÉ DE EXAMINACIÓN	APRUEBA	NO APRUEBA	FIRMA
Ing. Marco Santillán PRESIDENTE TRIB. DEFENSA			
Ing. Gilberto Zabala DIRECTOR DE TESIS			
Dra. Magdy Echeverría. ASESORA			

* Más que un voto de no aprobación es razón suficiente para la falla total.

RECOMENDACIONES: _____

El Presidente del Tribunal certifica que las condiciones de la defensa se han cumplido.

Ing. Marco Santillán
PRESIDENTE DEL TRIBUNAL

DERECHOS DE AUTORÍA

El trabajo de grado que presento, es original y basado en el proceso de investigación y/o adaptación tecnológica establecido en la Facultad de Mecánica de la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo. En tal virtud, los fundamentos teóricos-científicos y los resultados son de exclusiva responsabilidad del autor. El patrimonio intelectual e industrial le pertenece a la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.

Marcelo Esteban Calispa Aguilar

DEDICATORIA

A todos los que confiaron en mí.

Marcelo Calispa Aguilar

AGRADECIMIENTO

A mis padres y hermanos que me apoyaron durante esta etapa de mi vida. El más sincero agradecimiento a la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, a la Escuela de Ingeniería Mecánica, por brindarme la oportunidad de ser alguien valioso a la sociedad, a mis amigos que siempre estuvieron a mi lado en el transcurso de este logro y a mis maestros por ser un ejemplo a seguir.

Marcelo Calispa Aguilar

CONTENIDO

	Pág.
1. INTRODUCCIÓN	
1.1 Antecedentes.....	1
1.2 Justificación.....	3
1.3 Objetivos	3
1.3.1 <i>Objetivo general</i>	3
1.3.2 <i>Objetivos específicos</i>	3
2. FUNDAMENTO TEÓRICO	
2.1 Beneficios de la utilización de biomasa.....	5
2.1.1 <i>Alcance general</i>	5
2.1.2 <i>Agotamiento del petróleo</i>	6
2.1.3 <i>El calentamiento global</i>	6
2.1.4 <i>Mejorar estándar de vida</i>	6
2.1.5 <i>El aumento de ingresos de los agricultores</i>	7
2.1.6 <i>La seguridad energética</i>	7
2.1.7 <i>Moneda extranjera</i>	8
2.2 Características de la biomasa.....	8
2.3 Formación de la biomasa.....	9
2.4 Tipos de biomasa	10
2.5 Biomasa con alto contenido de humedad	11
2.5.1 <i>Lodos de depuración</i>	11
2.5.2 <i>Tipos y características de los lodos de depuración</i>	11
2.5.3 <i>Residuos sólidos urbanos (MSW)</i>	12
2.5.4 <i>Incineración con recuperación de energía</i>	12
2.6 Procesos termoquímicos para la obtención de energía a partir de la biomasa residual	12
2.7 Pirólisis.....	13
2.8 Combustión.....	14
2.8.1 <i>Tipos de combustión</i>	14
2.9 Gasificación.....	15
2.9.1 <i>Definición</i>	15
2.1.1 <i>Clasificación de método de gasificación</i>	15
2.1.2 <i>Examinación de las propiedades de la biomasa</i>	16
2.1.3 <i>Análisis de sus elementos</i>	16
2.1.4 <i>Composición de la ceniza y punto de fusión</i>	16
2.1.5 <i>El análisis técnico</i>	16
2.2 Fenómeno fundamental de la gasificación de la biomasa	16
2.2.1 <i>La evaporación de humedad de la superficie</i>	16
2.2.2 <i>La evaporación de la humedad inherente</i>	16
2.2.3 <i>Volatilización</i>	17
2.2.4 <i>La volatilización y la reacción de gasificación</i>	17
2.2.5 <i>Gasificación del carbón</i>	17
2.2.6 <i>Carbón residual</i>	17
2.3 Gasificación hidrotérmica. (Gasificación con agua súper crítica) (SCWG)	18
2.3.1 <i>El agua supercrítica (SCW): definición y propiedades</i>	18
2.3.2 <i>Características de gasificación hidrotérmica</i>	20
2.3.3 <i>Los reactores de gasificación hidrotérmica</i>	20
2.3.4 <i>Eficiencia energética de la gasificación hidrotérmica</i>	21
2.3.5 <i>Los productos de gasificación hidrotérmica</i>	22
2.3.6 <i>Statu-quo de la tecnología</i>	22
2.3.7 <i>Efecto de las condiciones de reacción sobre los productos</i>	22
2.3.8 <i>Concentración</i>	22
2.3.9 <i>Temperatura</i>	23
2.3.10 <i>Densidad del agua</i>	24
2.3.11 <i>Velocidad de calentamiento</i>	24
2.3.12 <i>La oxidación parcial</i>	24

2.4	Problemas operacionales en la gasificación con agua supercrítica.....	24
2.4.1	<i>Taponamiento del reactor.</i>	25
2.4.2	<i>Alimentación / bombeo.</i>	25
2.4.3	<i>Corrosión.</i>	26
2.4.4	<i>Desactivación del catalizador</i>	26
2.4.5	<i>Otros problemas</i>	27
2.5	Separación de los componentes	27
2.6	Planta piloto VERENA	28
2.6.1	<i>Diseño del sistema de separación de gas líquido.</i>	30
2.7	Teoría de separadores.....	32
2.7.1	<i>Diseño del separador</i>	32
2.7.2	<i>Principios de separación</i>	32
2.7.3	<i>Separación por gravedad.</i>	33
2.7.4	<i>Función de un separador</i>	33
2.7.5	<i>Separador gas-líquido</i>	33
2.7.6	<i>Proceso de separación</i>	34
2.7.7	<i>Etapas de separación</i>	34
2.7.7.1	<i>Sección primaria</i>	34
2.7.7.2	<i>Sección secundaria</i>	34
2.7.7.3	<i>Sección de extracción de neblina</i>	35
2.7.7.4	<i>Segregación final</i>	35
2.7.8	<i>Factores que afectan la eficiencia de separación</i>	35
2.7.8.1	<i>Viscosidad del gas</i>	35
2.7.8.2	<i>Densidad del líquido y gas</i>	35
2.7.8.3	<i>Tamaño de las partículas de líquido</i>	36
2.7.8.4	<i>Velocidad del gas</i>	36
2.7.8.5	<i>Presión de separación</i>	36
2.7.9	<i>Consideraciones iniciales en el diseño de un separador gas-líquido</i>	37
2.7.10	<i>Parámetros que intervienen en el diseño de separadores</i>	37
2.7.10.1	<i>Composición del fluido que se va a separar</i>	38
2.7.10.2	<i>Flujo normal de vapor</i>	38
2.7.10.3	<i>Presión y temperatura de operación</i>	38
2.7.10.4	<i>Factor de compresibilidad del gas (z) en condiciones de trabajo</i>	38
2.7.10.5	<i>Densidad de los fluidos en las condiciones de operación</i>	39
2.7.10.6	<i>Velocidad crítica</i>	39
2.7.10.7	<i>Constante de K (Souders & Brown)</i>	39
2.7.10.8	<i>Tiempo de retención</i>	39
2.7.10.9	<i>Relación longitud/diámetro</i>	40
2.7.11	<i>Dimensionamiento del separador</i>	40
2.7.12	<i>Dispositivos internos del separador.</i>	40
2.7.12.1	<i>Desviadores de entrada</i>	40
2.7.12.2	<i>Placas anti espuma</i>	41
2.7.13	<i>Accesorios externos</i>	43
2.7.13.1	<i>Válvula de seguridad y alivio</i>	43
2.7.13.2	<i>Válvulas de control de contra-presión</i>	43
2.7.13.3	<i>Válvulas de control de líquido</i>	43
2.7.13.4	<i>Controles de procesos</i>	43
2.7.13.5	<i>Dispositivos de alivio</i>	44
2.7.13.6	<i>Líneas de descarga</i>	44
2.8	Clasificación de los separadores.....	44
2.8.1	<i>Separadores bifásicos</i>	44
2.8.2	<i>Separadores trifásicos</i>	44
2.8.3	<i>Separadores horizontales</i>	45
2.8.4	<i>Separadores verticales</i>	46
2.8.5	<i>Separadores esféricos</i>	47
2.9	Ventajas y desventajas de los separadores	48
2.10	Diseño según Coulson y Richardson.	50
2.10.1	<i>Velocidad de sedimentación</i>	51
2.10.2	<i>Separador horizontal.</i>	51
2.11	<i>Diseño de acuerdo a la norma API 12J.</i>	52

2.11.1	<i>Diseño por procesos</i>	52
2.12	<i>Diseño según Maurice Stewart</i>	55
2.12.1	<i>Tamaño de la gota</i>	56
2.12.2	<i>Tiempo de retención</i>	56
2.12.3	<i>Restricción de la capacidad de gas</i>	56
2.12.4	<i>Restricción de llenado de líquido</i>	57
2.12.5	<i>Longitud costura a costura</i>	57
2.10	<i>Diseño de recipientes a presión</i>	58
2.10.1	<i>Recipiente a presión</i>	58
2.1.1	<i>Presión de operación</i>	59
2.1.2	<i>Presión de diseño</i>	59
2.1.3	<i>Presión de prueba</i>	59
2.1.4	<i>Presión de trabajo máxima permisible</i>	59
2.1.5	<i>Esfuerzo de diseño a la tensión</i>	60
2.1.6	<i>Eficiencia de las soldaduras</i>	60
2.1.7	<i>Tipos de recipientes</i>	62
2.1.8	<i>Tipos de tapas</i>	62
2.1.9	<i>Tapas semielípticas 2:1</i>	64
2.1.10	<i>Tapas semiesféricas</i>	65
2.1.11	<i>Soldadura en recipientes a presión</i>	65
3.	DETERMINACIÓN DE PROPIEDADES	
3.1	<i>Determinación de las propiedades de los gases presentes en el separador</i>	66
3.1.1	<i>Cálculo de su densidad</i>	67
3.1.2	<i>Cálculo de su viscosidad</i>	71
3.1.2.1	<i>Cálculo de la viscosidad condiciones ambientales de la mezcla</i>	73
3.1.3	<i>Cálculo del peso molecular de la mezcla</i>	77
3.1.4	<i>Gravedad específica</i>	78
3.1.5	<i>Factor de compresibilidad</i>	79
3.2	<i>Determinación de las propiedades del líquido</i>	79
3.2.1	<i>Cálculo de su densidad</i>	79
3.2.2	<i>Cálculo de su viscosidad</i>	80
3.2.3	<i>Cálculo de la densidad de la mezcla gas-líquido</i>	81
4.	DISEÑO DEL SEPARADOR	
4.1	<i>Parámetros de entrada</i>	82
4.1.1	<i>Presión</i>	82
4.1.2	<i>Temperatura de separación</i>	83
4.1.3	<i>Caudal</i>	83
4.1.4	<i>Propiedades del gas</i>	83
4.1.5	<i>Composición del flujo</i>	83
4.2	<i>Definición del tipo de separador</i>	83
4.3	<i>Diseño por procesos</i>	84
4.3.1	<i>Diseño según Maurice Stewart</i>	87
4.4	<i>Diseño mecánico de recipientes a presión</i>	97
4.4.1	<i>Consideraciones de diseño</i>	97
4.4.2	<i>Selección del material</i>	97
4.4.3	<i>Determinación del espesor del recipiente</i>	101
4.4.4	<i>Definición de la eficiencia de la junta</i>	101
4.4.5	<i>Cálculo de las tapas</i>	105
4.4.5.1	<i>Tapa semi elíptica</i>	105
4.4.5.2	<i>Tapas semiesféricas</i>	109
4.4.6	<i>Boquillas del separador</i>	112
4.4.7	<i>Estimación del peso del recipiente</i>	114
4.5	<i>Simulación como recipiente a presión</i>	116
5.	EVALUACIÓN ECONÓMICA	
5.1	<i>Proyección económica de accesorios y materiales</i>	119
5.2	<i>Costos por maquinaria a utilizar</i>	120
5.3	<i>Costo de mano de obra</i>	120

6.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	
6.1	Conclusiones.....	122
6.2	Recomendaciones.	123

BIBLIOGRAFÍA

ANEXOS

PLANOS

LISTA DE TABLAS

	Pág.
1	Dos mayores grupos de biomasa y su subclasificación10
2	Composición típica de algunas biomasas de desperdicios10
3	Clasificación de método de gasificación.....15
4	Propiedades del agua sub-crítica y supercrítica.19
5	Tiempo de retención.....40
6	Ventajas y desventajas de los separadores.....48
7	Recomendación de tipo de separador48
8	Nomenclatura para niveles de líquido50
9	Tabla relación longitud diámetro.....52
10	Factor K para velocidades superficiales permitidas.....52
11	Tiempo de retención.....54
12	Composición en moles del fluido.67
13	Resumen de las densidades de los gases.....71
14	Resumen de peso molecular y viscosidad.....74
15	Iteración para cálculo de viscosidad.74
16	Resumen de cálculos.76
17	Resumen de fracciones molares.....78
18	Valor de la viscosidad del agua81
19	Parámetros de entrada83
20	Resultados, método de Couldson y Richardson.....84
21	Resultados, diseño de acuerdo a la norma 12J API85
22	Resultados, diseño conceptual de separadores Marcías J. Martínez.85
23	Resultados, con un flujo másico de 100kg/h.....90
24	Resultados, con un flujo másico de 200 kg/h.....93
25	Resultados, con un flujo másico de 300 kg/h.....96
26	Materiales para recipientes seguros a presión.....99
27	Información de modelo116
28	Propiedades de material.....116
29	Resultados de la simulación como recipiente a presión116
30	Costos de materiales y accesorios.....119
31	Costos por maquinas y equipo a utilizar120
32	Costos de mano de obra.....120
33	Costos directos.120
34	Costos indirectos.121

LISTA DE FIGURAS

		Pág.
1	Consumo de energía primaria por fuentes.....	1
2	Estándar básico proceso de lodos activados.....	11
3	Proceso típico de tratamiento de lodos residuales.....	12
4	Procesos termoquímicos para la transformación de biomasa y sus principales productos y aplicaciones.....	13
5	Diagrama de fase del agua, mostrando la región supercrítica.....	18
6	Balance de calor de la gasificación hidrotérmica.....	21
7	Esquema del proceso aplicado para el experimento.....	29
8	Solubilidad del hidrógeno en agua.....	31
9	Esquema de separación gas-líquido para una planta de gasificación con agua súper crítica.....	32
10	Deflector de regulación.....	41
11	Entrada ciclónica.....	41
12	Rompedor de remolinos.....	42
13	Cojines de mallas de alambres.....	42
14	Extractor tipo veleta.....	43
15	Separador horizontal.....	46
16	Separador vertical.....	47
17	Separador esférico.....	48
18	Niveles de líquido (separador horizontal).....	50
19	Separador horizontal.....	51
20	Longitud aproximada de costura a costura de un separador horizontal medio lleno.....	58
21	Eficiencia de la soldadura.....	61
22	Tipos de recipientes.....	62
23	Tipos de tapas.....	63
24	Tabla periódica (peso molecular).....	77
25	Factor de compresibilidad.....	79
26	Propiedades del agua.....	80
27	Esquema de un separador horizontal.....	84
28	Requerimientos de seguridad para recipientes a presión.....	98
29	Diagrama del separador.....	114
30	Estudio de tensiones.....	117
31	Estudio de deformaciones.....	117

SIMBOLOGÍA

L_{ss}	Longitud de costura a costura	ft
μ_t	Velocidad de sedimentación	m/s
ρ_l	Densidad del líquido	kg/m ³
ρ_g	Densidad del gas	kg/m ³
V_a	Máximo valor permitido de la velocidad supercrítica a través de la sección ordinaria de separación	ft/s
K	Constante dependiente de las condiciones de diseño y separación	Adimensional
W	Capacidad de líquido	bbl/día
V	Volumen de líquido sedimentado	bbl
F_D	Fuerza de arrastre	lbf
C_D	Coefficiente de arrastre	Adimensional
A_d	área de la sección transversal de las gotas	ft ²
g	Gravedad	lb _m /lb _f s ²
V_t	Velocidad terminal	ft/s
d_m	Diámetro de gota	µm
D	Diámetro interno del recipiente	in
L_{eff}	Longitud efectiva del recipiente para la separación	ft
T	Temperatura de operación	°R
Z	Compresibilidad del gas	Adimensional
Q_g	Tasa del flujo del gas	MMscfd
P	Presión	psia
t_r	Tiempo de retención	min
Q_l	Tasa de flujo de líquido	bpd
P_p	Presión de prueba	psi
P_o	Presión de diseño	psi
Sta	Esfuerzo a la tensión del material a la temperatura ambiente	psi
Std	Esfuerzo a la tensión del material a la temperatura de diseño	psi
t	Espesor mínimo requerido	in
R	Radio interior de la tapa semiesférica	in
E	Eficiencia de la soldadura	Adimensional
S	Esfuerzo máximo permisible del material de la tapa	psi
D	Diámetro interno de la tapa	in
ρ_{mezcla}	Densidad de la mezcla	kg/m ³
X_n	fracción molar del gas	Adimensional
ρ_n	densidad de cada gas	kg/m ³
μ_m	Viscosidad de la mezcla a alta presión.	Pa.s
μ_m^0	Viscosidad de la mezcla a baja presión	Pa.s
ρ_m	Densidad molar de la mezcla	kmol m ⁻³
ρ_{cm}	Densidad molar crítica de la mezcla	kmol m ⁻³
ρ_{rm}	Densidad reducida de la mezcla	Adimensional
M_i	Masa molecular del componente i	kg kmol ⁻¹
M_m	Masa molecular de la mezcla	kg kmol ⁻¹
R	Constante universal de los gases	Pa m ³ kmol ⁻¹ K ⁻¹
y_i	Fracción molar del componente i	Adimensional
P_{ci}	Presión crítica del componente i	Pa
T_{ci}	Temperatura crítica del componente i	°K
V_{ci}	Volumen crítico del componente i	m ³ kmol ⁻¹
Z_{ci}	Factor de compresibilidad crítico del componente i	Adimensional
n	Número de componentes en la mezcla.	Adimensional
y_i y y_j	Fracciones molares de los componentes i y j respectivamente.	Adimensional

μ_i y μ_j	Viscosidades moleculares de los componentes i y j	Adimensional
M_i y M_j	Masas molares de los componentes i y j	g/mol
w_G	Flujo másico de gas	lb/s
w_O	flujo másico de liquido	lb/s
Q_G	Caudal de gas	ft ³ /s
Q_L	Caudal de líquido	ft ³ /s
Re	Número de Reynolds	Adimensional
C	Constante para calcular índice de mérito	Adimensional
IM	Índice de merito	m ^{-1/2}
K_{IC}	Tenacidad a la fractura	Mpa
V_{E-M}	velocidad de entrada de la mezcla	ft/s
V_{S-G}	Velocidad de salida del gas	ft/s
V_{S-L}	Velocidad de salida de líquido	ft/s
Q_M	Caudal de la mezcla	ft ³ /s
d_p	Diámetro de la boquilla de entrada	in
D_{BDS}	Diámetro de la boquilla de salida de gas	in
D_{BSL}	Diámetro de la boquilla de salida de líquido	in
A_{malla}	Área de la malla	ft ²
a_{malla}	Ancho de la malla	ft

LISTA DE ABREVIACIONES

UNFCCC	United Nations Framework Convention on Climate Change
MSW	Municipal Solid Waste
SCW	Super Critical Water
ASME	American Society of Mechanical Engineers
NAAL	Nivel alto-alto de líquido
NAL	Nivel alto de líquido
NNL	Nivel normal de líquido
NBL	Nivel bajo de líquido
NBBL	Nivel bajo-bajo de líquido
API	American Petroleum Institute
MMscfd	Million standard cubic feet per day
WM	molecular weight
CES	Cambridge Edupack Software
AISI	American Iron and Steel Institute
VERENA	Acrónimo para “instalación experimental para el aprovechamiento energético de la materia agrícola”

LISTA DE ANEXOS

- A** Símbolos básicos para la representación gráfica de soldadura.
- B** Tabla de tiempo de retención dentro de deparadores de acuerdo a los grados API.
- C** Presión máxima permitida de trabajo.
- D** Gráfico dureza a la fractura Vs limite elástico.
- E** Lista de materiales por índice de mérito.
- F** Propiedades del material seleccionado.
- G** Resistencia química de materiales.
- H** Propiedades del material UNS S30400
- I** Fórmulas para recipientes bajo presión interna (ASME SECCIÓN VIII, DIVISIÓN 1).
- J** Eficiencia máxima permitida para puntos soldados
- K** Selección de tubería para el cuerpo del separador.
- L** Especificación de la tubería, Piping class

RESUMEN

En este trabajo se diseña un separador de gases y líquidos provenientes de la gasificación de biomasa, el cual tiene por objetivo ser parte de una planta piloto de gasificación hidrotérmica. Dicha planta ayudará a reducir en gran porcentaje el impacto que generan los desperdicios al ambiente; además generará una forma de energía renovable. Se logra elegir la alternativa más apropiada para el diseño, considerando para esto los requerimientos tecnológicos y económicos.

La planta va a ser instalada en la ESPOCH con fines investigativos. El diseño se basa en un parámetro fundamental impuesto en toda la planta de 200 kg/h, valor esencial para el dimensionamiento de la planta.

Al no disponer de datos adquiridos propios, se trabaja con datos experimentales de publicaciones científicas internacionales, como la planta piloto VERENA en Alemania. Se determina las propiedades físicas y composición química de los flujos a separar, para la selección del mejor material y dimensionamiento más adecuado.

Se utiliza las normas ASME sección VIII y ASME sección IX referente a recipientes a presión y soldadura, respectivamente, para obtener los planos de detalle. Con estos resultados se realiza una simulación en un software de modelado en 3D, para recipientes a presión, y modelado en Auto Cad Plant 3D.

Se recomienda una vez implantada la planta realizar pruebas de calidad de agua y gases para plantear una optimización y mejorar la eficiencia del equipo, de ser necesario.

ABSTRACT

In this research work a separator of gases and liquids that result from gasification of biomass is designed whose objective is to be part of a hydrothermal gasification pilot plant. This plant will help to reduce in a large percentage the impact generated by waste to the environment, also it will be a renewable energy way. The most appropriate alternative has been chosen for the design considering economic and technological requirements.

This equipment will be installed at ESPOCH, which will be used for research purposes. The design is based upon an important parameter set for the whole plant which is 200 kg/h. This value is crucial for the plant dimensioning.

Not having gotten own data, some experimental data from international publications such as VERENA pilot plant in Germany has been used. The physical properties and chemical composition of the flows to be separated are determined for selecting the best material and dimensioning.

Norms such as ASME (American Society of Mechanical Engineers) Section VIII and ASME Section IX, which refer to pressure containers and welding respectively, have been used. Then, by utilizing these results, a simulation is done in a simulation on a 3D modeling software, for pressure vessels, and modeling is done in Auto Cad Plant 3D to get the construction drawings.

It is recommended to do quality test to the out coming water and gases to pose optimization and improvement of the equipment if necessary.

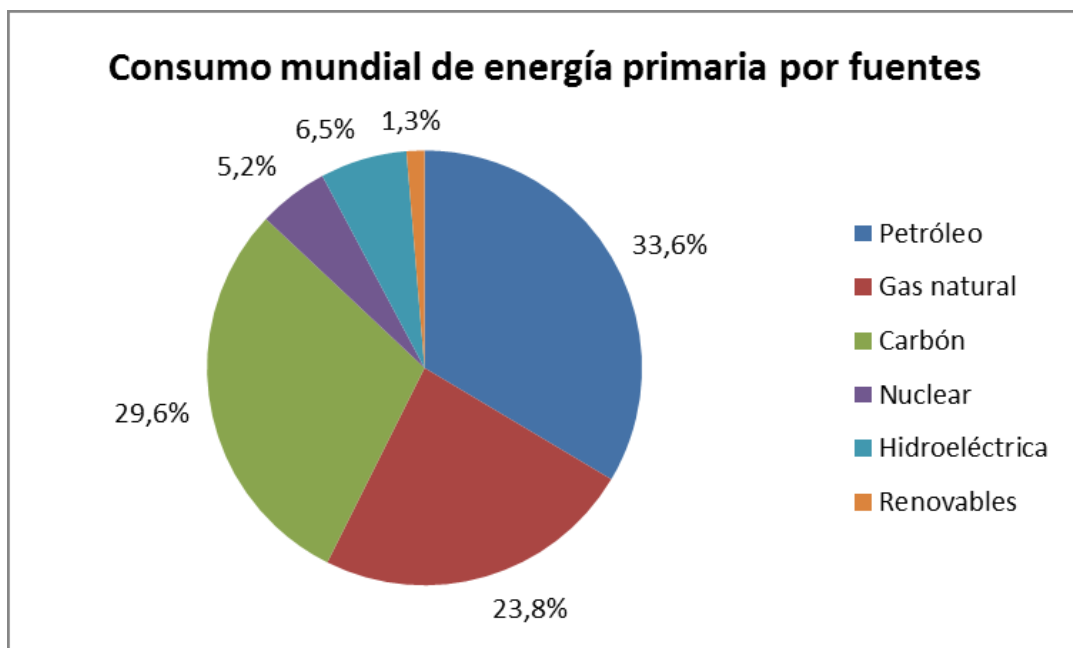
CAPÍTULO I

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Antecedentes

El crecimiento poblacional continuo, ha conllevado a un incesante consumo de energía, y la mayor parte de ella es no renovable, lo cual es un problema social grave. Los problemas están empezando a notarse, pues no se tiene un plan de contingencia ante el agotamiento de energías no renovables, como es el caso del petróleo. Esta realidad cada vez está más cercana, sin embargo frente a este tipo de problemas se empieza a realizar y tratar de consumir energías renovables, como es el caso de energía solar, energía eólica, etc.

Figura 1. Consumo de energía primaria por fuentes



Fuente: <http://menospetroleo.blogspot.com/2012/10/recursos-energia-crecimiento-economico.html>

La situación energética y ambiental mundial hace que la generación de energía mediante sistemas basados en energías renovables tome cada vez una mayor relevancia. Estos sistemas tienen una doble ventaja ya que posibilitan la diversificación energética y reducen la dependencia del petróleo a la vez que se disminuyen las emisiones globales de CO₂.

La biomasa es uno de los recursos energéticos con mayor potencial tanto en países desarrollados como emergentes pero sigue sin sufrir el desarrollo esperado. La gasificación de biomasa es uno de los sistemas con gran potencial ya que permite la generación tanto de energía térmica como eléctrica.

En países más desarrollados tecnológicamente como lo son Francia, Suecia, España, Holanda, se ha empezado a realizar estudios de utilización de este tipo de energía, pero lamentablemente estos estudios se han visto estancados porque no existe la demanda correspondiente, no hace falta aún este tipo de energía o porque tiene un costo de producción más elevado, en comparación con los combustibles fósiles; pero se ha reactivado la investigación en este campo y ahora se pretende utilizar la biomasa que normalmente es simplemente desechada.

La transformación de fisicoquímica de los constituyentes de la biomasa (macromoléculas orgánicas, grasas, agua y minerales) se realiza por medio de diversos procesos tecnológicos, entre los que se tienen: combustión, carbonización, pirolisis, gasificación, fermentación, digestión, licuefacción, trans-esterificación (para lípidos) y conversión hidrotérmica (VERINGA, 2004).

Este tipo de tecnología, o proceso denominado gasificación hidrotérmica, presenta ventajas, como la utilización de biomasa con alto contenido de humedad, sin necesidad de secado previo, con la obtención de CO_2 y H_2 , utilizando agua supercrítica. La gasificación supercrítica de biomasa se lleva a cabo típicamente alrededor de 500 a 700 grados centígrados en ausencia de catalizadores, y a temperaturas más bajas (300 – 500 grados centígrados) con agentes catalizadores (BASU, 2010)

La variación de temperatura influye en los gases resultantes, para obtener CH_4 está en un rango de 350-500 grados centígrados, para la obtención de H_2 con temperaturas mayores a 600 grados centígrados.

La condición hidrotérmica se favorece por el desprendimiento de dióxido de carbono en estado supercrítico, que incrementa la presión del sistema aunque frecuentemente es suficiente la presión endógena para mantener el agua en fase líquida.

El uso eficiente de los combustibles es una prioridad frente al inevitable incremento de los precios del petróleo y al agotamiento de los campos productores. Desde la década de 1970 se ha mostrado la factibilidad de la despolimerización hidrotérmica (CAMPBELL

& MELUCH, 1976) (MANDOKI, 1986) para la obtención de hidrocarburos y otras sustancias combustibles a partir de la biomasa y moléculas artificiales tóxicas. Investigaciones posteriores muestran el acelerado uso de los constituyentes de la biomasa y los productos mismos de la despolimerización (ANTAL, ALLEN, & SCHULMAN, 2000) (SAISU, SATO, & WATANABE, 2003) (BIKER, KASER, & OTT, 2005) (KAMIO, TAKAHASHI, & NODA, 2006).

1.2 Justificación

A pesar del inconveniente del costo alto de producción de este tipo de energía, que es mayor en relación con los combustibles fósiles, se debe considerar que una vez implantado un sistema de estas características, se disminuirá en gran porcentaje el impacto que genera los desperdicios al ambiente, además la energía obtenida es renovable, por lo que se justifica el proyecto en cuanto se refiere a producción energética.

El diseño del separador es tan solo una parte del conjunto del proyecto, para la producción de energía renovable, sin embargo es de vital importancia que se lo realice de la manera más precisa, sencilla y detallada posible.

1.3 Objetivos

1.3.1 *Objetivo general.* Realizar el diseño de un separador de líquidos y gases provenientes de la gasificación de biomasa.

1.3.2 *Objetivos específicos:*

Describir el funcionamiento de un separador de líquidos y gases.

Diseñar un separador de masa, de acuerdo a los requerimientos planteados.

Discutir la factibilidad de la construcción del separador diseñado.

CAPÍTULO II

2. FUNDAMENTO TEÓRICO

La más antigua investigación acerca de gasificación se llevó a cabo por Thomas Shirley, quien en 1659 experimentó con hidrógeno carburado, conocido actualmente como Metano (BASU, 2010). El desarrollo de las investigaciones acerca de gasificación se vio truncado ante el abundante y fácil uso de combustibles fósiles, los cuales aún tenido un auge muy marcado hasta la actualidad, sin embargo se empieza a retomar investigaciones acerca de nuevas tecnologías de gasificación de biomasa, por preocupaciones que atienden a problemas ambientales palpables, además de problemas políticos.

Una definición de biomasa es difícil de encontrar, sin embargo, la más usada y aceptada por la Convención de las Naciones Unidas sobre el cambio climático (UNFCCC, 2005):

“Cualquier material orgánico, no fosilizado y biodegradable originado de plantas, animales y microorganismos. Esto también incluye productos, subproductos, residuos y desperdicios provenientes de la agricultura, silvicultura e industrias relacionadas, así como fracciones orgánicas de la industria, no fosilizados y biodegradables y desechos municipales”

La biomasa tiene el potencial para llegar a ser una de las principales fuentes de energía primaria a nivel mundial durante el presente siglo, es así que se prevé para el año 2050, la contribución al modelo energético mundial podría estar comprendida entre 100 y 400 EJ/año (BENDES, HOOGWJK, & VAN DER BROEK, 2003).

Se debe tener mucho en cuenta que, de todas las fuentes de energía renovable, en la mayoría de países, la biomasa llega a ser el primer o segundo recurso, obviamente después de la hidráulica, más abundante (BABU, 2006). Esto nos da una clara idea de la seguridad que tendríamos para suministrar este recurso, conllevando a una disminución de la dependencia de los combustibles fósiles, lo cual es el principal objetivo. Además, al utilizar biomasa se reduce considerablemente la emisión de gases de efecto invernadero, causantes del calentamiento global, que actualmente es una de las mayores preocupaciones políticas y sociales en materia energética. Un elemento más a favor, es el favorecimiento de las economías locales, desarrollo de mercados industriales, como

consecuencia de la utilización de biomasa (WAHLUND, YAN, & WESTERMARK, 2004).

Por otro lado debemos tener en cuenta las desventajas que nos presenta el uso de biomasa, como su baja producción por unidad de área, esto se traduce en un elevado costo en la recolección y transportación desde el origen hasta el lugar de procesamiento. Por esta razón estos sistemas deben trabajar con márgenes económicos muy pequeños y sobre todo con eficiencia elevada.

El uso de biomasa como una fuente de energía es muy atractivo, ya que puede ser una fuente con emisiones netas cero de CO₂, y por lo tanto no contribuye al aumento de las emisiones de gas de efecto invernadero. El argumento producción cero de CO₂ se basa en la suposición de que los nuevos árboles u otras plantas, serán replantados en la medida en que van a fijar el CO₂ liberado durante el consumo de energía de biomasa.

La biomasa es muy variada y diferente en sus propiedades químicas, propiedades físicas, contenido de humedad, resistencia mecánica, etc. Consecuentemente las tecnologías de conversión de materiales y energía también se diversificaron. Las investigaciones que hacen posible el desarrollo rentable y tecnologías de conversión amigables con el ambiente, se han hecho para reducir la dependencia de los combustibles fósiles, suprimir las emisiones de CO₂ y para activar las economías rurales. (YOKOYAMA, 2008).

2.1 Beneficios de la utilización de biomasa

2.1.1 Alcance general. Aunque la producción de energía a partir de biomasa en general, no es un costo competitivo con los combustibles fósiles bajo la tecnología actual y las condiciones del mercado en muchos de los países desarrollados, la producción de biomasa y energía va a producir una variedad de beneficios. Estos beneficios varían de un caso a otro, sin embargo, algunos notables incluyen, entre otros; compensar las emisiones de gases de efecto invernadero procedentes de la combustión de combustibles fósiles, generando empleo e ingresos y fomentando el desarrollo de una nueva industria, y la mejora de la seguridad energética al reducir la dependencia de las importaciones.

2.1.2 *Agotamiento del petróleo.* Los bosques y los recursos de carbón en abundancia, eran suficientes para satisfacer la demanda de energía, sin embargo, como la creatividad humana superó las expectativas, era necesario producir una tecnología de energía más eficiente, basada en el petróleo.

Las últimas reservas convencionales de petróleo del mundo se estiman a 2000 billones de barriles. El consumo mundial diario de petróleo equivale a 71,7 millones de barriles. Se estima que alrededor de 1000 billones de barriles ya han sido consumidos y 1000 billones de barriles de reservas probadas de petróleo quedan en el mundo (ASIFA & MUNER, 2007).

El mayor uso de biomasa extenderá la vida útil y la disminución de suministros de petróleo.

2.1.3 *El calentamiento global.* A nivel mundial, el aumento de las tasas de emisión de gases de efecto invernadero, CO₂, por ejemplo, representan una amenaza para el clima. Como una estimación en el año 2000, más de 20 millones de toneladas métricas de CO₂ fueron lanzadas a la atmósfera. Si esta tendencia continúa, algunos desastres naturales consecuentes extremos se esperan, como el exceso de lluvias y las inundaciones, las sequías, y desequilibrios locales. La biomasa es un recurso neutro en carbono en su ciclo de vida y el principal contribuyente de efecto invernadero, es la cuarta mayor fuente de energía en el mundo después del carbón, petróleo y gas natural, proporcionando alrededor del 14% del consumo mundial de energía primaria (SAXENA & ADHIKARIA, 2006).

2.1.4 *Mejorar estándar de vida.* Dado que la agricultura es de mucha importancia para las economías en desarrollo, es deseable que la agricultura sostenible conduzca a una mejora del estándar de los agricultores, así como sus ingresos. La educación de las personas es importante, ya que la tasa de alfabetización en las zonas rurales de los países en desarrollo no es tan alta. En este sentido, es importante suministrar información adecuada sobre esta tecnología a los agricultores.

2.1.5 *El aumento de ingresos de los agricultores.* Existen principalmente dos formas de apoyar a los agricultores. Una es para el suministro de energía de modo que tengan el acceso a combustibles útiles y el otro tipo de apoyo es en efectivo. (THE JAPAN INSTITUTE OF ENERGY, 2007)

2.1.6 *La seguridad energética.* Las economías de todos los países, y en particular de los países desarrollados, dependen de un suministro seguro de energía. La seguridad energética significa la disponibilidad constante de energía suficiente en diversas formas, a precios asequibles. Estas condiciones deben prevalecer a largo plazo si la energía contribuye al desarrollo sostenible. La atención a la seguridad energética es crítica debido a la distribución desigual de los recursos de combustibles fósiles, de los cuales la mayoría de los países actualmente dependen.

Tanto los países desarrollados y los en vías de desarrollo buscan garantizar la seguridad energética, no es la excepción el caso de nuestro país.

Según la Senplandes, la matriz energética del Ecuador no hace sino reafirmar la característica de nuestro país como exportador de bienes primarios de bajo valor agregado e importador de bienes industrializados. En efecto, la contabilidad energética muestra que la producción nacional, que constituye el 90% de la oferta energética total (la oferta energética total fue de 235 millones de barriles equivalentes de petróleo), está concentrada en un 96% en petróleo crudo y gas natural, quedando las energías renovables (hidroelectricidad y biomasa) relegadas a un 4% de la producción nacional. En contrapartida, el segundo componente de la oferta energética, las importaciones –que son el 10% restante de la oferta–, corresponden en más del 90% a derivados de petróleo (GLP, diesel, nafta de alto octano y otros), además, dependiendo de las circunstancias se importa electricidad y otros productos no energéticos (lubricantes, etc).

En la demanda energética, las exportaciones son el principal componente (64% del total), en tanto que la demanda doméstica apenas alcanza el 28% del total, y el 8% restante corresponde a pérdidas por transformación. Ahora bien, el 90% de las exportaciones son de petróleo crudo, el 9% restante de derivados de bajo valor agregado (fuel oil principalmente) y el resto (1%) corresponden a aceites de origen vegetal. La demanda doméstica se compone principalmente de derivados de petróleo (79%), electricidad (13%), biomasa -leña, bagazo y otros- (5%), y el resto (2%) productos no energéticos como carburantes y otros. Desde una perspectiva sectorial la demanda

doméstica se concentra en los sectores transporte (52%), industria (21%) y residencial (19%), el resto (8%) corresponde a los sectores: comercial y servicios (4%), y otros sectores de la economía (4%).

El cambio de la matriz energética tiene varios componentes:

- La participación de las energías renovables debe incrementarse en la producción nacional. Para el cumplimiento de este objetivo, los proyectos hidroeléctricos del Plan Maestro de Electrificación deben ejecutarse sin dilación; y, adicionalmente, debe impulsarse los proyectos de utilización de otras energías renovables: geotermia, biomasa, eólica y solar.
- Las importaciones de derivados de petróleo deben reducirse al mínimo posible, lo que se puede lograr sólo a través de la construcción de la Refinería del Pacífico, que permitirá garantizar la provisión de productos derivados de petróleo para el consumo doméstico y generar excedentes.
- El petróleo crudo es, de acuerdo a varios tipos de análisis, un bien de bajo valor agregado, por lo que una alternativa a la actual exportación es la utilización del crudo como un insumo en la nueva refinería, lo que permitirá cambiar el perfil actual a exportaciones de derivados de petróleo, a productos de valor agregado más alto.
- Al ser el sector de transporte el principal consumidor de energía se vuelve imprescindible trabajar sobre este sector, buscando la eficacia y eficiencia del sistema. El transporte además tiene serias implicaciones ambientales en ciudades en las cuales el alto volumen de tráfico genera problemas de embotellamientos y contaminación ambiental. (SENPLADES, 2013)

2.1.7 Moneda extranjera. Hay oportunidades para los países en desarrollo para obtener divisas por exportación de bioenergía. (YOKOYAMA, 2008).

2.2 Características de la biomasa

Las características de la biomasa influyen mucho en el rendimiento del gasificador de biomasa. Un correcto entendimiento de las propiedades físicas y químicas de la materia prima de la biomasa es esencial para el diseño de un gasificador viable de biomasa.

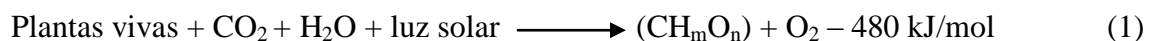
Aparte de la definición antes mencionada de biomasa, según la Convención de las Naciones Unidas sobre el cambio climático (UNFCCC, 2005), la biomasa también incluye gases y líquidos recuperados de la descomposición de materiales orgánicos no fosilizados y biodegradables. En Estados Unidos, existen muchos debates sobre una definición legal.

La biomasa incluye únicamente especies biológicas vivas y recientemente muertas que puedan ser utilizadas como combustible o producción química. No incluye materiales orgánicos que han sido transformados a través de millones de años por procesos geológicos, en sustancias como carbón o petróleo. Comúnmente las fuentes de biomasa son:

- a) Agricultura: cereales alimenticios, bagazo (bagazo de caña de azúcar), tallos de maíz, paja, cascaras de semillas, cascaras de nuez y estiércol de ganado, aves de corral, y cerdos.
- b) Forestal: desechos de madera, madera o corteza de árboles, aserrín, madera talada, y desechos de aserradero.
- c) Municipales: lodos de aguas residuales, combustible derivado de desechos, restos de comida, residuos de papel
- d) Energía: álamos, sauces, alfalfa, pradera tallo azul, el maíz y la soja, canola y otros aceites vegetales.
- e) Biológico: desechos animales, especies acuáticas, desechos biológicos.

2.3 Formación de la biomasa

La biomasa botánica es formada a través de la conversión de dióxido de carbono (CO_2) de la atmósfera, en carbohidratos por la energía solar en presencia de clorofila y agua. Las especies biológicas crecen consumiendo otras especies botánicas o biológicas.



Por cada mol de CO_2 absorbido de carbohidrato o glucosa en biomasa, 1 mol de oxígeno es liberado. Este oxígeno viene del agua de las plantas que toman del suelo o de la atmósfera. La clorofila promueve la absorción de dióxido de carbono desde la atmósfera, adicionándola al crecimiento de la planta. Los ingredientes más importantes para el crecimiento de la biomasa son:

- a) Planta viva
- b) Espectro visible de radiación solar
- c) Dióxido de carbono
- d) Clorofila (sirve como catalizador)
- e) Agua.

2.4 Tipos de biomasa

La biomasa viene de una variedad de fuentes como se muestra en la tabla a continuación.

Tabla 1. Dos mayores grupos de biomasa y su subclasificación

Virgen	Biomasa terrestre	Biomasa forestal Pastos Cultivos energéticos Cosechas cultivadas
	Biomasa acuática	Algas Plantas acuáticas
Desechos	Desechos municipales	Desechos sólidos municipales Biosólidos, aguas residuales Gases de relleno sanitario
	Desechos sólidos de agricultura	Estiércol Residuos de cultivos de agricultura
	Residuos forestales	Cortezas, hojas, residuos del suelo
	Desechos industriales	Madera demolida, aserrín Aceites usados o grasas

Fuente: BASU, P. 2010. Biomass gasification and pyrolysis, practical design and theory

Tabla 2. Composición típica de algunas biomazas de desperdicios

	Humedad (% humedad)	Materia Orgánica (% en peso seco)	Ceniza (% en peso seco)	Máximo valor calorífico (MJ/kg seco)
Biomasa				
Estiércol de ganado	20-70	76.5	23.5	13.4
Aguas residuales	90-98	73.5	26.5	19.9
Combustible derivado de residuos	15-30	86.1	13.9	12.7
Aserrín	15-60	99	1	20.5

Fuente: KLASS, D. 1998. Biomass for Renewable Energy, Fuels and Chemicals.

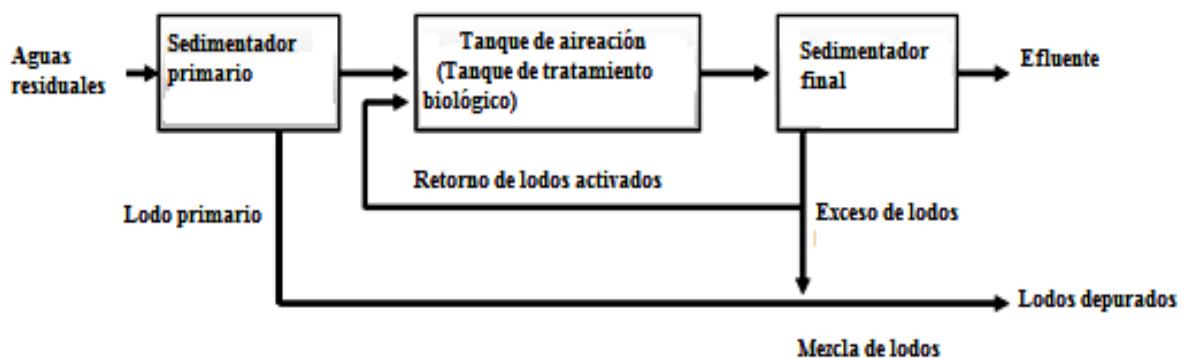
2.5 Biomasa con alto contenido de humedad

Ahora se definirá la biomasa con la cual se va a realizar el proceso de gasificación, y por ende el diseño del separador, que es un tipo de biomasa con alto contenido de humedad.

2.5.1 Lodos de depuración. Los lodos de depuración se definen en este contexto como las materias sólidas descargadas de una instalación de tratamiento de aguas residuales como resultado de tratamiento aerobio de estas aguas residuales. El lodo de aguas residuales, que es generalmente una mezcla de materias sedimentables en aguas residuales y los microorganismos reproducidos, es alta en contenido orgánico que posiblemente están considerados como biomasa reutilizable.

2.5.2 Tipos y características de los lodos de depuración. El proceso estándar de lodos activados se representa en la Figura. 2 como un típico proceso de tratamiento aeróbico de aguas residuales.

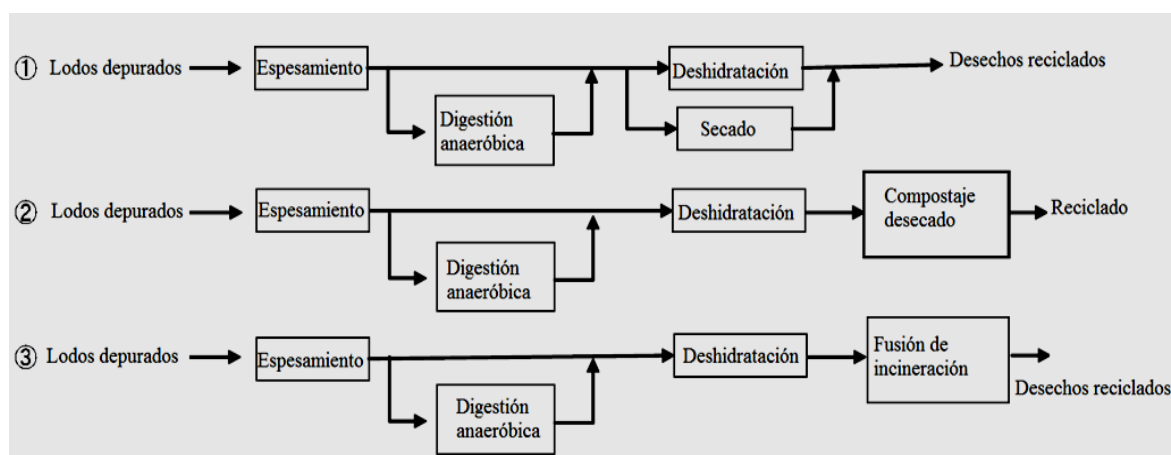
Figura 2. Estándar básico proceso de lodos activados



Fuente: THE JAPAN INSTITUTE OF ENERGY, 2008. The Asian biomass handbook, a guide for biomass production and utilization, p. 67.

Los procesos típicos de tratamiento / eliminación de los lodos de depuradora se muestran en Figura 3, a continuación.

Figura 3. Proceso típico de tratamiento de los lodos residuales



Fuente: THE JAPAN INSTITUTE OF ENERGY, 2008. The Asian biomass handbook, a guide for biomass production and utilization, p. 68.

2.5.3 Residuos sólidos urbanos (MSW). Los principales componentes de la biomasa en los residuos sólidos urbanos (MSW) son residuos de alimentos y de papel, y por lo tanto se usan los procesos biológicos o térmicos para recuperar energía a partir de la fracción de biomasa.

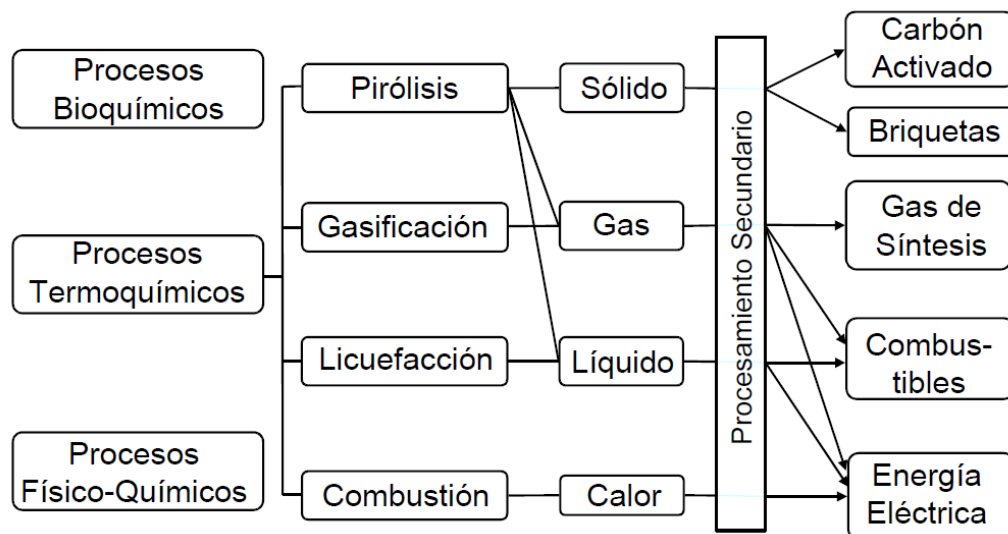
2.5.4 Incineración con recuperación de energía. Los MSW producen un valor de calentamiento alrededor de un tercio de calor del carbón, y pueden arder a temperaturas tan altas como 1000 ° C. Cuando el gas de la combustión se enfría entre 200 y 300 ° C por equipos de control de gas, la energía puede ser recuperada por un sistema de caldera. Incluso los pequeños incineradores comúnmente reutilizan el calor residual para la calefacción y calentar agua, las instalaciones de gran escala puede usar vapor a alta temperatura para generación de energía. En 2005, más del 60% de las incineradoras de MSW reutilizaron el agua caliente, y un 20% la energía generada. (YOKOYAMA, 2008).

2.6 Procesos termoquímicos para la obtención de energía a partir de la biomasa residual

Los procesos termoquímicos de conversión de la biomasa en energía o combustibles son aquellos en que se encuentran implicadas reacciones químicas irreversibles, a altas

temperaturas y en condiciones variables de oxidación. Esta tecnología se utiliza en casos en los que la biomasa, por su estado básicamente sólido y seco, permite para su transformación en energía altas velocidades de reacción. En estos procesos se obtienen conversiones normalmente elevadas de la materia prima del 85 al 95% de su materia orgánica con alta eficacia y poca sensibilidad al variar de un material a otro; y además se pueden dirigir hacia los productos más convenientes. Desgraciadamente, los métodos disponibles en la actualidad no generan un producto único, sino que dan mezclas de combustibles sólidos, líquidos y gaseosos, que también poseen un elevado valor energético.

Figura 4. Procesos termoquímicos para la transformación de biomasa y sus principales productos y aplicaciones



Fuente: GÓMEZ, A; KLOSE, W; RINCÓN, S. 2008. Pirólisis de Biomasa, Cuesco de palma, p. 13.

2.7 Pirólisis

La pirólisis es el proceso de reacción química fundamental, que es el precursor de la gasificación y combustión de combustibles sólidos, y se define simplemente como los cambios químicos que ocurren cuando se aplica calor a un material en ausencia de oxígeno. Los productos de la pirólisis de biomasa incluyen agua, carbón vegetal (o más correctamente un sólido carbonoso), aceites o alquitranes, y los gases permanentes, incluyendo metano, hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono. La

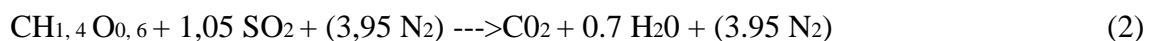
naturaleza de los cambios en la pirólisis depende del material que se piroliza, la temperatura final del proceso de pirólisis y la velocidad a la que se calienta.

El proceso de pirólisis consume energía y, en términos químicos, se describe como una reacción endotérmica. Es, sin embargo, sólo ligeramente endotérmica, y un factor de mucha más importancia, en términos de la demanda de energía en la pirólisis, es el contenido de agua de la biomasa de partida. El calor de vaporización del agua pura es $2,26 \text{ kJ g}^{-1}$ a 100°C , mientras que el contenido de energía química de la madera es de sólo $18,6 \text{ kJ g}^{-1}$. Si hay un alto contenido de humedad, para empezar, el rendimiento neto de energía del proceso de pirólisis será muy baja, debido a que la energía necesaria para la pirólisis y los procesos de gasificación proviene principalmente de la combustión de uno o más de los productos de la pirólisis (por ejemplo, carbón, aceite / grasa, o gases inflamables).

2.8 Combustión

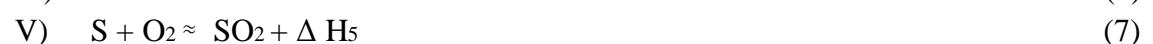
En este proceso la biomasa se combina con el O_2 del aire para producir calor. La combustión de la biomasa es más compleja que la pirólisis y gasificación puesto que en la combustión, primero la biomasa debe pirolizarse para después sufrir una combustión parcial (gasificación) antes de alcanzar la combustión completa.

La reacción global de la combustión de la biomasa puede ser representada por:



Donde $\text{CH}_{1,4} \text{O}_{0,6}$ es la fórmula promedio para la biomasa típica. El nitrógeno está entre paréntesis porque es una porción inerte de aire y no toma parte en la reacción.

2.8.1 Tipos de combustión. En el proceso de combustión el oxígeno del aire se combina con los elementos combustibles, originándose las siguientes reacciones típicas:



El nitrógeno del aire y los restantes componentes suelen permanecer inalterados (excepto cuando las temperaturas son muy altas) saliendo acompañando a los gases originados en la combustión (humos y NOx, que son gases de efecto invernadero).

2.9 Gasificación

2.9.1 Definición. El proceso para convertir biomasa sólida en bruto, en gas combustible o syngas (gas de síntesis) se llama gasificación o gasificación termoquímica.

La gasificación es un proceso prometedor para la conversión de biomasa en un gas combustible que puede ser utilizado en calderas de carbón pulverizados ya existentes para su co-combustión directa y, cuando el gas producto se limpia adecuadamente, en motores de combustión interna y turbinas de gas o gas de síntesis para combustibles líquidos u otros productos químicos. (KURKELA, NIEMINEN, & SIMELL, 2004).

2.1.1 Clasificación de método de gasificación. Los métodos de gasificación se clasifican de acuerdo con las combinaciones de factores condicionales que se muestran en la tabla a continuación.

Tabla 3. Clasificación de método de gasificación

Clasificación	Factor condicional
Presión de gasificación	Presión normal (0.1-0.12 MPa), Alta presión (0.5-2.5 Mpa)
Temperatura de gasificación	Baja Temperatura (700° C y debajo, Alta temperatura (700°C y encima)
Agente gasificador	Aire, oxígeno, vapor y una combinación de ellos, dióxido de carbono para tiempo particular
Calentamiento (Zona de formación de temperatura)	Gasificación directa (generación de calor desde una reacción de la gasificación de material y oxígeno) Gasificación indirecta (Calentamiento de la materia prima y el agente gasificante por calor externo)
Tipos de gasificadores	De lecho fijo, lecho fluidizado, lecho fluidizado circulante, lecho arrastrado, lecho mixto horno rotatorio, horno de fusión

Fuente: THE JAPAN INSTITUTE OF ENERGY. 2008. The Asian biomass handbook, a guide for biomass production and utilization, p. 101.

2.1.2 *Examinación de las propiedades de la biomasa.* La examinación de las propiedades del material de la biomasa es necesaria antes de la planificación de gasificación.

2.1.3 *Análisis de sus elementos.* El carbono (C), hidrógeno (H), oxígeno (O), azufre (S), nitrógeno (N) y cloro (Cl), se observa a través de análisis de elementos (codificador HCN, etc.). El azufre excesivo y/o de cloro, pueden causar la corrosión del equipo de la planta. La fórmula molecular $C_nH_mO_p$ abreviada, se puede determinar mediante la obtención de las relaciones molares de carbono (C), hidrógeno (H) y oxígeno (O). Para la biomasa que consiste de hierba y madera, $n = 1.2-1.5$ y $p = 0.8-1.0$ cuando $m = 2$.

2.1.4 *Composición de la ceniza y punto de fusión.* El punto de reblandecimiento de la ceniza, punto de fusión y punto de fluidez se miden tanto en atmósferas oxidantes y reductoras. Los problemas con los equipos de la planta se producen más fácilmente cuando la temperatura del punto de fusión es baja.

2.1.5 *El análisis técnico.* El análisis técnico se va a realizar sobre la materia prima de la biomasa para determinar la humedad de superficie, la humedad inherente, el contenido de materia volátil, contenido de carbono fijo y el contenido de ceniza, así como el contenido calorífico elevado y bajo. Estos valores de las propiedades de los materiales son esenciales para el análisis de gasificación.

2.2 Fenómeno fundamental de la gasificación de la biomasa

Los procesos fundamentales de gasificación son como se muestra:

2.2.1 *La evaporación de humedad de la superficie.* La humedad superficial se evapora de la materia prima en el punto de ebullición del agua (depende de la presión). La humedad interior permanece cuando la materia prima es grande.

2.2.2 *La evaporación de la humedad inherente.* Después de la evaporación de la humedad de la superficie, se evapora la humedad inherente a 110-120 °C.

2.2.3 Volatilización. La descomposición térmica de la biomasa comienza de 200 a 300 °C, y el CO, CO₂, H₂ y H₂O se vaporiza en forma de gas. La descomposición térmica es una reacción generadora de calor que es un fenómeno característico de la biomasa (C_nH_mO_p).

2.2.4 La volatilización y la reacción de gasificación. La temperatura se eleva aún más durante la volatilización y la materia volátil de los hidrocarburos ligeros (C_xH_y: donde x e y son números enteros de al menos 1, un valor bajo de x indica la claridad y un alto valor de x indica pesadez) se transforma en C_xH_y pesado con un punto de ebullición alto. Posteriormente, el C_xH_y reacciona con el agente de gasificación para la conversión a moléculas de gas limpio, de peso ligero, aunque se puede formar alquitrán y hollín cuando la difusión del agente de gasificación es lenta y se condensa el C_xH_y.

2.2.5 Gasificación del carbón. Después de la volatilización del contenido de volátiles de la biomasa, el carbono estable y las cenizas se convierten en carbón, y el carbón alcanza la temperatura ambiente. La reacción posterior con el agente gasificante transforma el carbono en CO y CO₂. Sin embargo, en los casos en que el agente gasificante contiene exceso de vapor y la temperatura del entorno es de más de 750 °C, se produce una reacción de gas húmedo (C + H₂O = CO + H₂) que produce gas compuesto principalmente de CO, CO₂ y H₂.

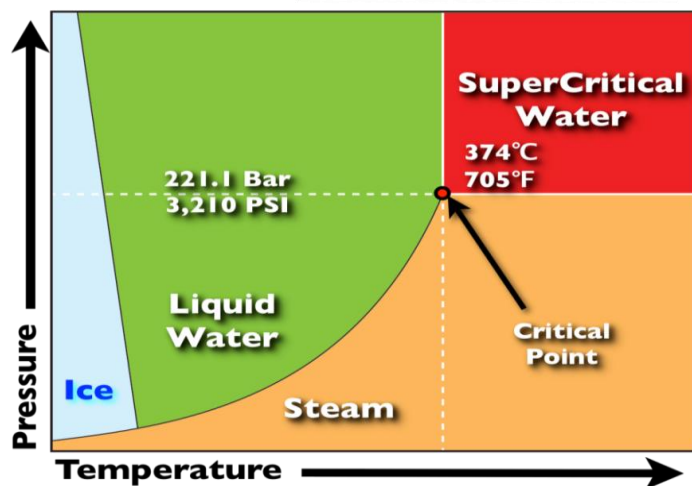
2.2.6 Carbón residual. La velocidad de reacción, de la reacción de gas húmedo es lenta, y el carbón residuo se puede formar fácilmente. La formación de alquitrán, hollín y carbón tiende a reducir la eficiencia, además de causar problemas del equipo. El alquitrán es indeseable, especialmente en aplicaciones donde es conveniente enfriar el gas, debido a que produce un impacto negativo en los equipos situados aguas abajo del proceso de gasificación, causando ensuciamiento y corrosión (DEVI, PTASINSKI, & JANSEN, 2003).

2.3 Gasificación hidrotérmica o gasificación con agua súper crítica, sus siglas en inglés SCWG

2.3.1 El agua supercrítica (SCW): definición y propiedades. Las propiedades del agua supercrítica, como un medio de reacción, se ha demostrado que afectan a la degradación térmica de residuos orgánicos, y esta es una razón por el agua supercrítica ha sido ampliamente propuesto como un disolvente para llevar a cabo reacciones orgánicas. Para una sustancia pura se refiere como supercrítica cuando la temperatura y la presión están por encima de las del punto crítico que para el agua es 374.29 ° C y 22,089 MPa. (BASU, 2010).

El punto crítico representa la temperatura más alta y la presión a la que la sustancia puede existir como un gas y un líquido en equilibrio. El fenómeno puede ser claramente explicado con referencia al diagrama de fase se muestra en la Figura 5 siguiente:

Figura 5. Diagrama de fase del agua, mostrando la región supercrítica



Fuente: <http://www.intechopen.com/books/gasification-for-practical-applications/supercritical-water-gasification-of-municipal-sludge-a-novel-approach-to-waste-treatment-and-energy.html>

En la región supercrítica, la presión alta mantiene la densidad del fluido cerca a las de los líquidos, aumentando la conductividad térmica (BOUKIS, DIEMS, & HABICHT, 2003). La alta temperatura mantiene la viscosidad cerca de lo observado en los gases, incrementando las velocidades de difusión. Estas propiedades combinadas de gases y líquidos, hacen que el agua súper crítica sea una buena opción como un disolvente para muchas reacciones.

Cuando el agua está en condiciones supercríticas, los enlaces del hidrógeno del agua se debilitan, causando que su constante dieléctrica disminuya desde aproximadamente 78 a 298 K, para el rango de 2 a 20 cerca del punto crítico, que es similar a la de los disolventes orgánicos polares a temperatura ambiente. Esto hace que el agua súper crítica sea capaz de disolver completamente muchos compuestos orgánicos, resultando en una única fase homogénea y haciendo que las reacciones rápidas de los compuestos orgánicos sean posibles (MATSUMURA, 2002).

Otras propiedades interesantes también pueden ser mencionadas. El producto iónico (K_w) del agua pasa por un máximo cuando la temperatura esta alrededor del punto crítico. En primer lugar, aumenta de 10^{-14} a 10^{-11} justo por debajo de 350°C y luego disminuye por cinco órdenes de magnitud o más por encima de 500°C . En otras palabras, en condiciones casi críticas hay gran disponibilidad de H^+ y los iones OH^- . De esta manera, muchas de las reacciones catalizadas por ácido o catalizadas por base, tienden a aumentar en presencia de agua. Por encima de la temperatura crítica, el producto iónico del agua disminuye drásticamente, favoreciendo a las reacciones de radical base, que es necesaria para formar gases. Este cambio de base iónica a base radical, es una de las razones de que el agua súper crítica se puede utilizar como un disolvente para las reacciones de gasificación.

La ventaja de utilizar agua súper crítica como disolvente en lugar de disolventes orgánicos comunes, es de naturaleza benigna ambientalmente y presenta la viabilidad en el ajuste de las características del disolvente. En condiciones supercríticas, el agua es compresible, y las propiedades tales como la densidad y la constante dieléctrica depende fuertemente de la presión. (PACHECO, 2009).

Tabla 4. Propiedades del agua sub-crítica y supercrítica

Propiedad	Agua Sub-crítica	Agua Súper-crítica	CO_2 Súper-crítico	Vapor Sub-crítico
Temperatura ($^\circ\text{C}$)	25	400	55	150
Presión (MPa)	0.1	30	28	0.1
Densidad (kg/m^3)	997	358	835	0.52
Viscosidad Dinámica μ ($\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$)	890×10^{-6}	43.83×10^{-6}	0.702×10^{-6}	14.19×10^{-6}
Difusividad de pequeñas partículas (m^2/s)	$\sim 1.0 \times 10^{-9}$	$\sim 1.0 \times 10^{-8}$		$\sim 1.0 \times 10^{-5}$
Constante dieléctrica	78.46	5.91		1.00
Conductividad térmica λ ($\text{w}/\text{m}\cdot\text{k}$)	607×10^{-3}	330×10^{-3}		28.2×10^{-3}
Número de Prandtl $C_p \mu / \lambda$	6.13	3.33		0.97

Fuente: BASU P, 2010. Biomass gasification and pyrolysis, practical design and theory.

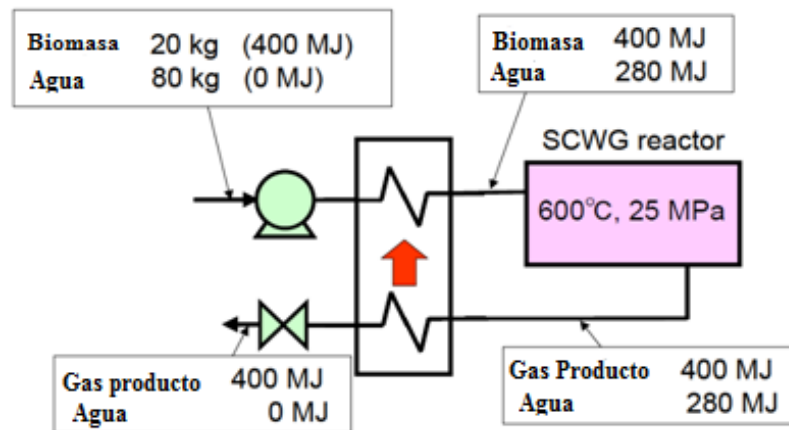
2.3.2 Características de gasificación hidrotérmica. La gasificación hidrotérmica es adecuada para el tratamiento de biomasa húmeda. Cuando la biomasa húmeda se va a gasificar, la gasificación termoquímica usual no se emplea debido a su alto contenido de humedad. La gasificación hidrotérmica, por otra parte, utiliza el agua como medio de reacción, y por lo tanto la biomasa húmeda se puede utilizar sin un pre tratamiento de secado costoso, que consume energía. La reactividad del agua es alta en estas condiciones, la gasificación hidrotérmica permite una gasificación rápida y casi completa de la biomasa. La biometanación se emplea para obtener gas metano a partir de biomasa húmeda, pero por lo general se tarda unas pocas semanas para completar la reacción, y el tratamiento de los lodos de fermentación que no han reaccionado y el agua residual puede ser un problema grande.

Los lodos de fermentación se pueden convertir en compost, pero cuando la tierra suficiente no está disponible para el uso de la compost, sólo es un residuo a tratar. En la gasificación hidrotérmica, la reacción se completa en unos minutos, a lo mucho, y la gasificación casi total es posible cuando las condiciones de reacción están ajustadas correctamente. A veces, la adición de catalizadores tales como metal alcalino, o catalizadores de carbono mejora la reacción.

2.3.3 Los reactores de gasificación hidrotérmica. Para investigar las reacciones que tienen lugar en la gasificación hidrotérmica, se utilizan a menudo los reactores tubo-bomba, del volumen de varios ml y autoclaves. Sin embargo, cuando se quiere desarrollar una planta comercial, es necesario un reactor continuo, tal como se muestra en la Figura. 6. La biomasa se alimenta al reactor a una presión alta, y después se calientan a la temperatura de reacción. En el reactor, la biomasa se gasifica en condiciones hidrotérmicas, y el efluente se enfría a la temperatura ambiente. El calor liberado en este momento es recuperado por el intercambiador de calor, y se usa para pre calentar la materia prima. Después de alcanzar la temperatura ambiente, el efluente se despresuriza a la presión atmosférica, y el gas producto se recupera. El reactor continuo es necesario debido a la gran cantidad de calor necesaria para alcanzar la condición hidrotérmica. Este calor a veces coincide con el calor de combustión de la biomasa a gasificar, y por lo tanto la recuperación de calor con un intercambiador de calor es necesaria. Sólo los reactores de flujo permiten la recuperación de calor. En la Figura 6, también se muestra el balance de calor para el caso ideal. El calor de

combustión de la biomasa se mantiene en el gas producto, mientras que el calor necesario para alcanzar condiciones hidrotérmicas se recuperan de manera que no se añade calor desde el exterior durante la operación de gasificación. En la práctica, la eficiencia del intercambiador de calor no puede ser la unidad, y los resultados endotérmicos de la reacción necesitan un suministro adicional de calor al reactor.

Figura 6. Balance de calor de la gasificación hidrotérmica



Fuente: THE JAPAN INSTITUTE OF ENERGY, 2008. The Asian biomass handbook, a guide for biomass production and utilization, p. 112.

2.3.4 Eficiencia energética de la gasificación hidrotérmica. Para el proceso ideal, como se muestra en la Figura 6, la eficiencia energética de gasificación hidrotérmica es la unidad.

Esto es para tener entender que la eficiencia energética de gasificación hidrotérmica es baja debido a la gran cantidad de calor requerida para alcanzar condiciones hidrotérmicas. Cuando la recuperación de calor se hace correctamente, es posible una alta eficiencia energética.

Las eficiencias energéticas superiores al 70% incluyendo la electricidad y la pérdida de calor en los intercambiadores de calor se ha demostrado por un proceso de cálculo en detalle.

2.3.5 *Los productos de gasificación hidrotérmica.* El gas producto se separa automáticamente de la fase líquida cuando el efluente del reactor se enfría a la temperatura ambiente. El gas disponible está libre de alquitranes, lo cual es un beneficio sobre la gasificación termoquímica de la biomasa usual. El componente principal es hidrógeno, dióxido de carbono y metano. Debido a la reacción del gas de desplazamiento de agua el rendimiento de monóxido de carbono es insignificante.

La alta temperatura, baja presión, y la materia prima diluida favorece al alto contenido de hidrógeno. El valor calorífico del gas de producto depende de las condiciones de reacción, y normalmente varía desde 12 hasta 18 MJ/m³-N

2.3.6 *Statu-quo de la tecnología.* Muchos informes sobre experimentos con reactores a escala de laboratorio existen. Hay tres plantas piloto en funcionamiento: la planta Energy Co., en Japón, VERENA planta en Alemania, y el proceso de TEES en EE.UU. La capacidad varía de 1 a 2,4 t-húmedo/día. Los insumos probados son muchos incluyendo estiércol de pollo, ensilaje de maíz y suero de queso. No se han construido plantas comerciales principalmente por el costo alto de la planta en la actualidad.

2.3.7 *Efecto de las condiciones de reacción sobre los productos.* Los efectos de parámetros, tales como la concentración de biomasa y la temperatura en los productos han sido evaluados. Las secciones siguientes describen los principales hallazgos sobre cómo las condiciones de reacción afectar los rendimientos de gas.

2.3.8 *Concentración.* La concentración es una variable importante, como se ha observado para la gasificación de metanol. Los rendimientos de la gasificación disminuyen en concentraciones de alimentación elevadas, que pueden ser explicadas por la saturación de los sitios activos en la pared del reactor con metanol adsorbido. La glucosa en reactores tubulares se gasifica totalmente sólo en pequeñas concentraciones: 0,001 M y 0,1 M (600 ° C y 24,6 MPa).

Las concentraciones inferiores a 0,6 M, así como los tiempos de residencia de al menos 60 s, evitan la formación de hollín y alquitrán.

Concentraciones superiores al 5-10% conducen a la disminución significativa del rendimiento de H₂. Sin embargo, las altas concentraciones de biomasa deben ser manejadas para utilizar comercialmente la gasificación con agua súper crítica, ya que las concentraciones bajas no serían económicamente prácticas (CORTRIGHT, DAVDA, & DUMESIC, 2002).

La concentración puede ser también importante para la selectividad. La mayor concentración de metanol (menos agua presente) disminuye la velocidad de reacción de conversión del agua a gas, el aumento CO y la disminución de CO₂. La selectividad para la producción de H₂ también disminuye a medida que aumenta la concentración.

Michael Antal señaló que la concentración de la alimentación era una razón para la formación de hollín y alquitrán durante la gasificación en agua supercrítica. Youjun Lu, encontró que altas concentraciones de biomasa tienen un efecto negativo en el rendimiento de gas y llevan a la obturación del reactor. (LU, et al., 2006).

2.3.9 Temperatura. La temperatura tiene un fuerte efecto sobre la distribución del producto. Cuando la temperatura aumenta, el producto sólido se consume, el líquido y la formación de aceite pasan por un máximo, y la formación de gas aumenta.

Esto sugiere la vía sólidos → líquidos → gases, que procede aún más a medida que aumenta la temperatura.

A altas temperaturas, la reacción del vapor CH₄ es conducido para aumentar el rendimiento del H₂ a expensas de CH₄. De 873 a 973° K y 25-30 MPa, la glucosa y la vainillina (La vainillina o 3-metoxi-4-hidroxibenzaldehído, es un compuesto orgánico con la fórmula molecular C₈H₈O₃. Sus grupos funcionales incluyen el aldehído, éter y el fenol) pueden ser completamente gasificadas para H₂ y CO₂ dentro de 140 segundos (OSADA, SATO, & WATANABLE, 2006)

La gasificación a carbón saturado con agua súper crítica, con carbón granular activado de cáscara de coco como catalizador y usando un reactor de lecho saturado de 600 a 650 ° C y de 25.5 a 34.5 MPa obteniendo H₂ (64%), CO₂ (33%), CH₄ (2%) y CO (1%), por mol. Al aumentar la temperatura de reacción por encima de 650 ° C, los rendimientos de H₂ y CO₂ aumentan bruscamente, mientras que el rendimiento de CO disminuye porque hay fuerte actividad en la reacción de conversión del agua a gas por encima de 650 ° C. El rendimiento del CH₄ no se ve afectado.

2.3.10 Densidad del agua. La densidad del agua afecta a la interacción entre los catalizadores y reactivos. Se cree que las tasas y equilibrio de la reacción puede ser controlada mediante el cambio de la densidad del agua. Las altas densidades de agua aumentan la descomposición de la lignina para la producción de aceites y gases, presumiblemente por aumento de la hidrólisis.

Se ha demostrado, que para alquil-fenoles, celulosa y lignina de gasificación, el rendimiento de productos líquidos tiene un máximo, y los rendimientos de los gases como el CH_4 y CO_2 aumentan, con la densidad del agua por encima de $0,2 \text{ g/cm}^3$, manteniéndola constante. Se sugiere que un mayor número de moléculas de agua en el espacio promueve la formación de CH_4 y CO_2 .

2.3.11 Velocidad de calentamiento. La velocidad de calentamiento en la gasificación hidrotérmica influye fuertemente en el comportamiento de fase, desde bajas velocidades de calentamiento causan que la biomasa pase más tiempo a temperaturas más bajas, lo que conduce a condiciones heterogéneas para la hidrólisis. Las velocidades más altas de calentamiento, ponen a la biomasa por encima del punto crítico del agua rápidamente, siendo rápidamente disuelto y se logra condiciones homogéneas. Por lo tanto, el aumento de la velocidad de calentamiento conduce a mayores rendimientos de gas. Se ha observado que las velocidades más lentas de calentamiento favorecen la formación de compuestos refractarios al gasificar la madera, así como coque / carbón, materiales alquitranados, resultando más producción de CH_4 (en lugar de H_2).

2.3.12 La oxidación parcial. Se observó que la introducción de O_2 para llevar a cabo la oxidación parcial aumenta los rendimientos de H_2 y CO_2 en todo. Cuando el H_2O_2 se añade a la mezcla de biomasa-agua supercrítica, la eficiencia de la gasificación carbono mejora. Pero si la concentración de H_2O_2 es demasiado alta, tiene lugar la oxidación del gas de producto en agua y dióxido de carbono, disminuyendo el valor energético del producto.

2.4 Problemas operacionales en la gasificación con agua supercrítica

En esta sección se describen los principales desafíos que los investigadores que trabajan con SCWG se han enfrentado, y algunas de las soluciones que se han empleado.

2.4.1 Taponamiento del reactor. Uno de los principales problemas con gasificación con agua súper crítica es el taponamiento del reactor, lo que generalmente conduce a los apagones del sistema en los reactores tubulares.

El taponamiento es generalmente causado por la precipitación de impurezas inorgánicas de las materias primas. El taponamiento por sales es principalmente un problema de gasificación con catalizadores de lecho sólido. Otras causas de taponamiento son, el tamaño pequeño de la escala utilizada en el laboratorio, la solidez de la estructura de los tubos para soportar las altas presiones, la formación de carbonilla en la sección de calentamiento y la acumulación de ceniza en el interior del reactor. Los reactores pueden conectarse sólo después de 2-3 horas de funcionamiento.

Para no obstruir por precipitación, han sido probadas algunas posibles soluciones. Uno de ellos es tratar la biomasa antes de entrar al sistema de alimentación en el reactor. Se han documentado los intentos para tratar previamente la biomasa, para permitir un uso prolongado de los catalizadores, mediante la eliminación de ciertos componentes como tierras alcalinas y la preparación de la biomasa en suspensión en un rango de temperatura de 150-200 ° C.

Otra posibilidad es el uso de múltiples reactores. Se describe como un intento de evitar el taponamiento del reactor el tener un reactor con un sistema para la eliminación de residuos. Se requiere un procedimiento de limpieza con agua, aire y un cepillo de metal blando, después de algún tiempo de operación. Se menciona también la limpieza con H₂O₂.

2.4.2 Alimentación / bombeo. No es fácil de alimentar la biomasa contra altas presiones. La alimentación de una mezcla de sólidos en un reactor que opera a 22 MPa es difícil, especialmente en escalas más pequeñas. Es necesario un sistema fiable de alimentación de alta presión para lodos. (PETERSON, et al., 2008)

Los grupos investigadores han resuelto este problema por un número de medios, incluyendo el uso de geles de almidón con bombas de cemento, alimentación pre-hidrolizada, o por bombeo de agua contra un pistón que contiene la suspensión de la biomasa. El grupo de Michael Antal tuvo éxito en la alimentación de aserrín continuamente mediante su suspensión en un gel de almidón. Además fue sugerido, un dispositivo exitoso para la alimentación de lodos con un alimentador de movimiento alternativo coaxial.

Las limitaciones de las bombas convencionales de alta presión también tienen que ser considerados para los sistemas continuos de gasificación con agua súper crítica. En general, hay un límite de contenido de materia seca con las que estas bombas todavía puede trabajar, con suspensiones de biomasa/agua, que es por lo general 20% en peso o menos, dependiendo del tipo de biomasa y su tratamiento previo.

Por ejemplo, los lodos de aguas residuales pueden ser bombeados hasta con un 40% en peso de contenido de materia seca.

2.4.3 Corrosión. Un inconveniente importante de aplicaciones de agua súper crítica, es la corrosión de los materiales del reactor.

El agua es un medio de reacción agresivo: bajo ciertas condiciones de reacción, la corrosión puede ser extremadamente alta, especialmente cuando los compuestos de cloro, azufre, o que contienen fósforo se oxidan y se forman los correspondientes ácidos. Sin embargo, como se esperaba, la corrosión es mucho menos de un problema que en la oxidación en agua supercrítica.

Hay pruebas de corrosión en varios experimentos de gasificación con agua súper crítica con sales alcalinas.

Se observa una severa corrosión para las aleaciones ricas en níquel tales como Hastelloy e Inconel, es decir, estos podrían no ser adecuadas para su uso en gasificación hidrotérmica (BOUKIS, DIEMS, & HABICHT, 2003) y no observó corrosión y ninguna pérdida grave de ductilidad para una aleación 625 de base Ni en a 25 MPa y 600 ° C, en 5% de metanol en peso. (HABICHT, BOUKIS, & DINJUS, 2004).

2.4.4 Desactivación del catalizador. Cuando se utiliza níquel, la desactivación del catalizador en la gasificación con agua súper crítica tiene lugar principalmente por la deposición de compuestos alquitranados intermedios en el catalizador. La ceniza y la acumulación de carbono en la pared del reactor también puede reducir el acceso de la sustancia reaccionante para el metal catalítico, causando cambios en la composición de gas con el tiempo.

2.4.5 Otros problemas. Además de los problemas ya mencionados, figuran otros desafíos involucrados en la gasificación con agua súper crítica:

- a) Costo de capital.
- b) Los gastos de bombeo para mover toda esa agua a través de la planta.
- c) La transferencia de calor y la recuperación: las tecnologías hidrotérmicas funcionan a altas temperaturas, y tienen requisitos severos de calentamiento para alcanzar estas temperaturas, aunque éstas son inferiores a las necesidades de calefacción si el sistema fuera sin presión (que daría lugar a la vaporización del agua). Esto pone de relieve la importancia de la integración de calor, es decir, la recuperación del calor del efluente caliente para calentar la corriente fría entrante.
- d) Recuperación de catalizadores homogéneos.
- e) Es difícil separar los efectos de pared de catalizadores de los efectos del catalizador previsto.

2.5 Separación de los componentes

La separación de los componentes podría ser deseada, dependiendo de la aplicación del gas producido. Por ejemplo, si el H_2 producido está destinado a ser utilizado en pilas de combustible, es necesario separar el H_2 de la corriente de gas de principal. Para uso en celdas combustibles PEM, una concentración de CO tan bajo como 10 ppm tiene un efecto inaceptable en el rendimiento. Los efluentes gaseosos separados del producto principal H_2 puedan ser quemados para generar la energía necesaria para el reactor.

Después de la gasificación completa, enfriamiento y despresurización de la corriente se separa los gases del agua automáticamente. Todos los materiales alquitranados y el carbón, de existir, permanece en la fase líquida, y un gas de producto completamente disponible libre de alquitrán. Esto es una ventaja de la gasificación con agua súper crítica sobre los procesos de gasificación convencionales. Por lo tanto, se espera que el gas de producto se pueda alimentar a los motores de gas o turbinas de gas sin ningún tratamiento. El problema entonces es sólo la separación de los componentes en la fase de gas.

Por lo general, una fácil separación de CO_2 es posible, porque el CO_2 es mucho más soluble en agua a alta presión y temperatura ambiente que el CH_4 y H_2 . Si la cantidad de CO_2 a retirar es grande, el agua adicional se puede utilizar para absorber el CO_2 .

Hay un par de maneras diferentes para separar el H₂ a partir de la mezcla de gases. Lee sugiere el uso de una oscilación de la presión de adsorción y una membrana de aleación de paladio. Aunque el CO puede envenenar las membranas de aleación de paladio a temperaturas bajas a moderadas, su capacidad para bloquear los sitios permanentes del H₂, se reduce a temperaturas mayores que 300 ° C. (TAYLOR, HERDMAN, & WU, 2003) sugiere que la recuperación de H₂ enfriado, sea utilizando un separador de membrana de polímero. Esto evitaría el uso de metales preciosos. Estos métodos de separación son ayudados por la presión alta a la cual los gases están disponibles. (LEE, KIM, & IHM, 2002).

2.6 Planta piloto VERENA

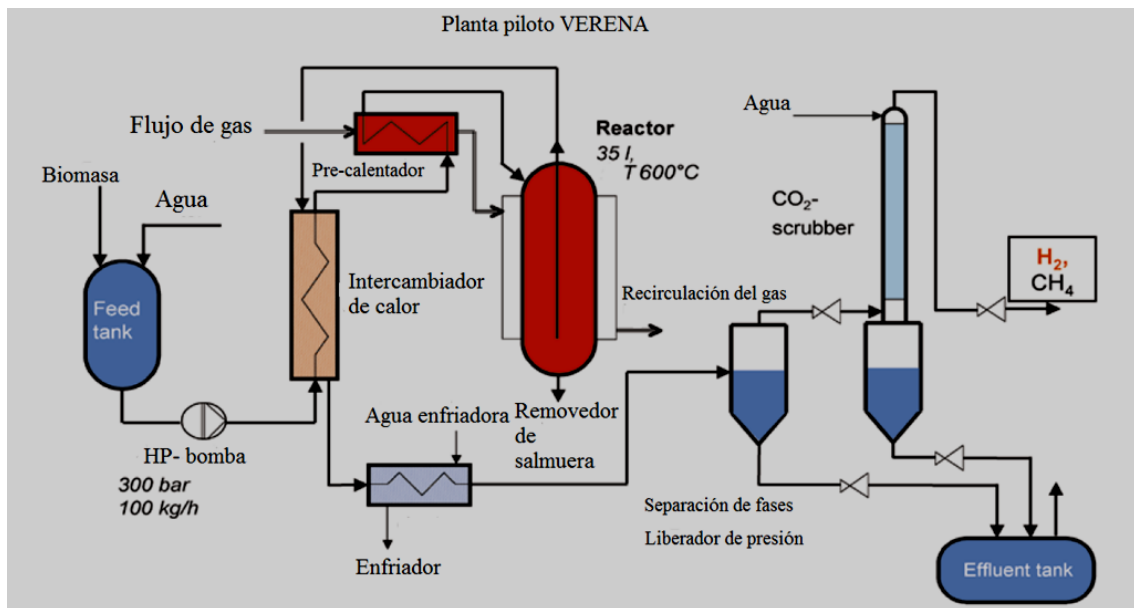
Los datos experimentales obtenidos en esta planta servirán para el diseño del separador además, es un estudio que ha llevado muchos años y que hasta la actualidad demuestran buenos resultados, por este motivo se tomaran como la guía para el diseño. A continuación una descripción de esta planta.

La planta piloto VERENA (un acrónimo en alemán para "instalación experimental para el aprovechamiento energético de la materia agrícola") tiene una capacidad total de 100 kg / h (máx. 20% de biomasa seca) y está diseñada para una presión de trabajo de hasta 35 MPa y una temperatura máxima de 700 ° C. Por lo general, la planta se opera a una velocidad de flujo de 100 kg / h y una temperatura de reacción máxima de 660 ° C a una presión de 28 MPa.

El sistema de alimentación está calificado para el manejo de la biomasa común con las partículas más grandes / piezas. El tamaño de las partículas de estos materiales se reduce por un tratamiento con un molino de corte. Le sigue un tratamiento a corto plazo con un molino coloidal, lo que resulta en un tamaño de las partículas de menos de 1 mm. El contenido de agua de la alimentación se ajustó para obtener una alimentación homogénea adecuada para el bombeo. La alimentación se dosifica en el sistema de reacción mediante un flujo de masa controlado, la bomba dosificadora de alta presión como un intercambiador de calor, la segunda parte es un recipiente delgado para garantizar el tiempo de residencia requerido. El reactor está construido como reactor de flujo descendente. Un tubo de tamaño pequeño (9/16 ") realiza la mezcla del producto de la parte inferior del reactor y la conduce a través de la cabeza del reactor al

intercambiador de calor. Una característica de la planta VERENA es la separación de las salmueras y sólidos a través de una tercera salida de la parte más baja del reactor mostrado en la Figura 7.

Figura 7. Esquema del proceso aplicado para el experimento



Fuente: BOUKIS, N. 2007. Biomass gasification in supercritical water. Experimental progress achieved with the Verena pilot plant, p. 1.

Esto ayuda a evitar la obstrucción y para reducir el ensuciamiento del intercambiador de calor.

El esquema de proceso aplicado proporciona un calentamiento moderado de la biomasa hasta la temperatura crítica en una pequeña parte del intercambiador de calor. Esto ayuda a evitar la precipitación de sales inorgánicas. Una segunda corriente de agua pura utiliza la mayor parte del intercambiador de calor y el pre-calentador para alcanzar altas temperaturas. Ambas corrientes se mezclan en la parte superior del reactor. El calentamiento de la biomasa hasta la temperatura de reacción tiene lugar en el reactor de flujo descendente mediante su mezcla con la corriente caliente de agua. Las sales serán transportadas hacia abajo por la gravedad y el flujo a la parte más baja del reactor y se separa del sistema de reacción por el sistema de eliminación de salmuera.

Bajo condiciones supercríticas, los productos gaseosos de la reacción son solubles en agua y dejan el reactor como una fase homogénea, para pasar el intercambiador de calor y un enfriador. Por la refrigeración del producto, los gases se separan de la fase de

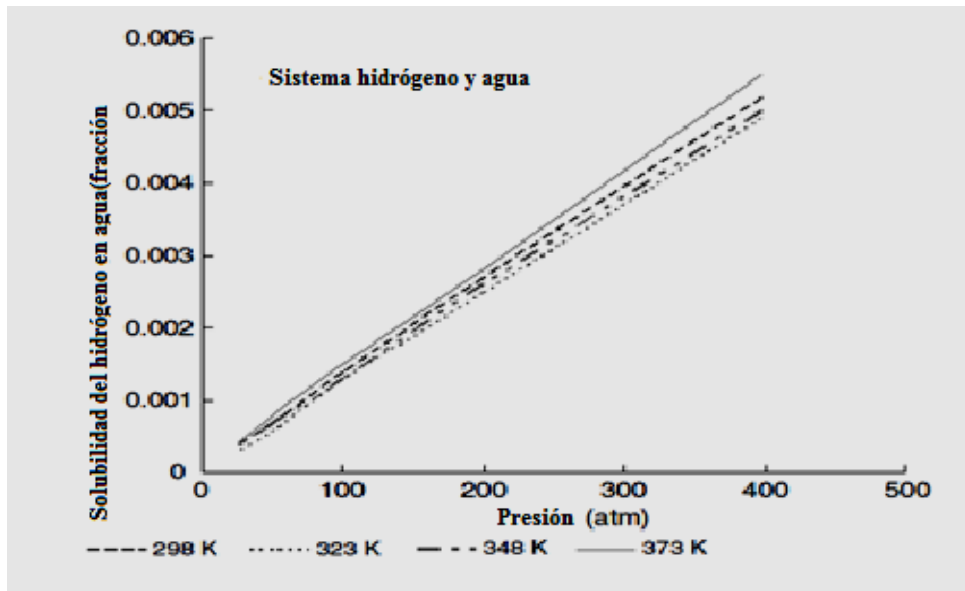
agua. Las dos fases se separaron y la presión se puede reducir alternativamente en uno o dos pasos. Un separador está equipado con un sistema integrado de depurador de CO₂. La columna de lavado para la separación de CO₂ del gas de producto se llena con anillos Pall y ha sido operado durante el experimento de gasificación con ensilaje de maíz y etanol. Aquí, el contenido de CO₂ en el gas del producto se reduce por la adición de agua fría. Los gases del producto pueden ser llenados en botellas de alta presión. El exceso de gas producto en se expande a la presión requerida para un tratamiento adicional. A través de un control de nivel, la fase de acuosa se pasa a un tercer separador a presión ambiente para eliminar el gas pobre del efluente. Luego, el efluente es conducido a un depósito de almacenamiento.

Después de comprendido el proceso con el cual se trabajará, se procederá en la etapa de diseño de separación del líquido y de la mezcla de gases.

2.6.1 *Diseño del sistema de separación de gas líquido.* En un sistema de gasificación con agua súper crítica, la mezcla de gas producida es separada en dos etapas, la separación inicial toma lugar en un separador a alta presión pero baja temperatura. En la segunda etapa, la separación final ocurre a baja presión y baja temperatura.

Una baja temperatura (25-100°C), el hidrogeno o el metano tienen baja solubilidad (0,001-0,006) en agua, incluso a alta presión. Por lo que la mayor parte de hidrogeno es separado del agua cuando es enfriado. La Figura 10 muestra un esquema donde S1 es el separador de hidrógeno. Otros gases como el CO₂ son también separados del agua pero con una extensión limitada. Como podemos ver en de la Figura 8, la solubilidad del dióxido de carbono está en un orden de magnitud alto (0,01-0,03) que el hidrógeno, a esta baja temperatura y alta presión.

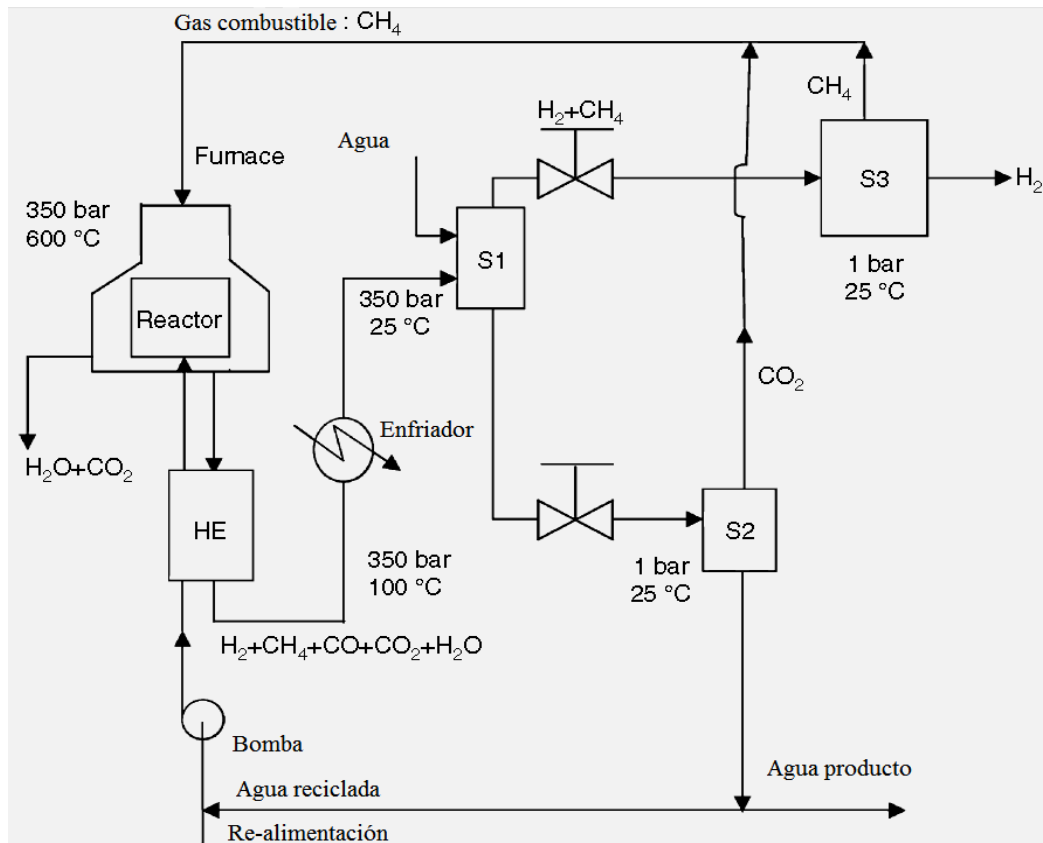
Figura 8. Solubilidad del hidrógeno en agua



Fuente: BASU, P. 2010. Biomass gasification and pyrolysis, practical design and theory, p. 258.

Esta característica puede ser explotada para separar el hidrógeno del dióxido de carbono, pero la concentración equilibrada de CO_2 puede no ser suficiente para disolverlo enteramente en agua a alta presión. Adicionar agua puede ser necesario para disolver todos estos gases excepto el hidrógeno así que quedara el hidrógeno sólo en fase gaseosa representada en S1, en la Figura 9. (BASU, 2010).

Figura 9. Esquema de separación gas-líquido para una planta de gasificación con agua súper crítica



Fuente: BASU, P. 2010. Biomass gasification and pyrolysis, practical design and theory, p. 259.

2.7 Teoría de separadores

2.7.1 Diseño del separador. Es recomendable que el separador se diseñe y construya de la forma más simple posible, para facilitar su limpieza y mantenimiento.

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

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son: la fuerza de gravedad, la fuerza centrífuga y el choque de partículas o coalescencia. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación. (PDVSA, 1995).

2.7.3 Separación por gravedad. Es el mecanismo de separación que más se utiliza, debido a que el equipo requerido es muy simple. Cualquier sección ampliada en una línea de flujo, actúa como asentador, por gravedad, de las gotas de líquido suspendidas en una corriente de gas.

El asentamiento se debe a que se reduce la velocidad del flujo, en los separadores el asentamiento por gravedad tiene lugar principalmente en la sección secundaria, que se conoce también como sección de asentamiento por gravedad. Si el flujo es vertical hacia arriba como en los separadores verticales, las partículas de líquido que se van a separar caen a contraflujo del gas. Estas partículas de líquido que descienden por la acción de la gravedad se aceleran, hasta que la fuerza de arrastre se balancea con la fuerza gravitacional. Después de este momento, las partículas continúan cayendo a una velocidad constante, conocida como velocidad de asentamiento o velocidad final.

La velocidad de asentamiento calculada para una gota de líquido de cierto diámetro indica la velocidad máxima que debe tener el gas para permitir que gotas de este diámetro o mayor se separen. (STEWART & ARNOLD, 2008).

2.7.4 Función de un separador. Los separadores de mezcla gas/líquidos forman parte de un gran grupo de equipos que involucran los procesos físicos de separación de fases: Sólidas, líquidas y gaseosas.

Se diseñan equipos para separar las diferentes fases: gas-líquido, sólido-sólido, sólido-líquido-gas.

El propósito esencial de todo separador es liberar la fase deseada tan completamente de la(s) otra(s), como sea posible y para esto hay que seleccionar el proceso físico adecuado. (CIED, 1995)

2.7.5 Separador gas-líquido. El término “Separador Gas-Líquido”, en terminología de campo, designa a un recipiente presurizado utilizado para separar los fluidos provenientes de un pozo productor de petróleo y gas, en componentes gaseosos y líquidos a una determinada presión y temperatura. Cuando se trata de una mezcla de hidrocarburos que se deposita en el fondo del recipiente, el fluido tiene una presión de vapor igual a la presión de operación, a la temperatura a la cual se produjo la separación. (HAFSKJOLD & DODGE, 1989).

2.7.6 *Proceso de separación.* En el caso de mezclas gas-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 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. (CIED, 1995).

2.7.7 *Etapas de separación*

- a) Sección Primaria
- b) Sección Secundaria
- c) Sección de Extracción de Neblina
- d) Segregación Final

2.7.7.1 *Sección primaria.* La corriente de fluidos que entra al separador proviene a alta velocidad, lo que ocasiona una turbulencia entre la fase gaseosa y la fase líquida. Debido a esto, se debe disipar el gran impulso que posee la corriente de fluidos a la entrada del separador.

Para reducir el impulso y disminuir la turbulencia se puede utilizar una placa desviadora o cualquier otra técnica la cual induzca una fuerza centrífuga al flujo con la cual se separen volúmenes de líquido del gas.

2.7.7.2 *Sección secundaria.* El principio más importante de la separación en esta sección es la decantación del líquido por gravedad desde la corriente de gas, una vez reducida su velocidad. La eficiencia en esta sección depende de las propiedades del gas y del líquido, del tamaño de las partículas y del grado de turbulencia del gas. El grado de turbulencia debe ser reducido al mínimo, éste se mide por medio del número de Reynolds, algunos diseños incluyen desviadores internos para reducir la turbulencia y disipar la espuma. Los desviadores pueden actuar también como colectores de gotas. (CIED, 1995).

2.7.7.3 Sección de extracción de neblina. Aquí se separan las minúsculas partículas del líquido que aún contiene el gas, la mayoría de los separadores utilizan, como mecanismo principal de extracción de neblina, la fuerza centrífuga o el principio de choque. En ambos métodos, las pequeñas gotas de líquido se separan de la corriente de gas en forma de grandes gotas (coalescencia), que luego caen a la zona de recepción de líquido. (LEON, 1977).

2.7.7.4 Segregación final. En esta etapa se procede a descargar los diferentes fluidos, gas libre de líquido y líquido libre de gas, a las condiciones de operación establecidas evitando la reagrupación de las partículas de las distintas fases y la formación de espuma. Para que esto ocurra es necesario un tiempo mínimo de retención de líquido y un volumen mínimo de alimentación. Puede colocarse un rompe vórtices sobre la(s) boquilla(s) de salida del líquido para prevenir el arrastre de gas o petróleo por el líquido residual. (MARTÍNEZ M. , 1991).

2.7.8 Factores que afectan la eficiencia de separación. Existen muchos factores que pueden afectar la separación eficaz y eficiente en un proceso de separación. Es necesario conocer cuáles son los que se consideran más importantes y relevantes al momento de realizar un diseño eficaz del separador.

Los factores son los siguientes:

2.7.8.1 Viscosidad del gas. El efecto de la viscosidad del gas en la separación, se puede observar de las fórmulas para determinar la velocidad de asentamiento de las partículas de líquido. La viscosidad del gas se utiliza en el parámetro NRE, con el cual determina el valor del coeficiente de arrastre De la Ley de Stokes, utilizada para determinar la velocidad de asentamiento de partículas de cierto diámetro. Se deduce que a medida que aumente la viscosidad del gas, disminuye la velocidad de asentamiento y, por lo tanto, la capacidad de manejo de gas del separador.

2.7.8.2 Densidad del líquido y gas. La densidad del líquido y el gas afectan la capacidad de los separadores.

La capacidad de manejo de gas de un separador, es directamente proporcional a la diferencia de densidades del líquido y del gas e inversamente a la densidad del gas.

2.7.8.3 Tamaño de las partículas de líquido. El tamaño de las partículas en el flujo de gas es un factor importante en la determinación de la velocidad de asentamiento, en la separación por gravedad y en la separación por fuerza centrífuga, cuando la separación es por choque.

La velocidad promedio del gas en la sección de separación secundaria, corresponde a la velocidad de asentamiento de una gota de líquido de cierto diámetro, que se puede considerar como el diámetro base. Teóricamente todas las gotas con diámetro mayor que la base deben ser eliminadas. En realidad lo que sucede es que se separan partículas más pequeñas que el diámetro base, mientras que algunas más grandes en diámetro no se separan. Lo anterior es debido a la turbulencia del flujo y a que algunas de las partículas de líquido tienen una velocidad inicial mayor que la velocidad promedio del flujo de gas. La separación en flujo horizontal también está sujeta a los mismos efectos. El tamaño de las partículas de líquido que se forman en el flujo de líquido y gas, cuando no hay agitaciones violentas, es lo suficientemente grande para lograr una buena eficiencia con los separadores.

2.7.8.4 Velocidad del gas. Generalmente los separadores se diseñan de forma que las partículas de líquidos tengan un tamaño determinado, las partículas con dicho tamaño se deben separar del flujo de gas en la sección de separación secundaria mientras que las partículas más pequeñas en la sección de extracción de niebla.

Cuando se aumenta la velocidad del gas a través del separador, sobre un cierto valor establecido en su diseño, aunque se incrementa el volumen de gas manejado, no se separan totalmente las partículas de líquido mayores al tamaño establecido en la sección secundaria. Esto ocasiona que se inunde el extractor de niebla y como consecuencia, que haya arrastres repentinos de cantidades de líquido en el flujo de gas que sale del separador.

2.7.8.5 Presión de separación. Es uno de los factores más importantes en la separación, desde el punto de vista de la recuperación de líquidos.

Siempre existe una presión óptima de separación para cada situación en particular.

En ocasiones, al disminuir la presión de separación, principalmente en la separación de gas y condensado, la recuperación de líquidos aumenta. Sin embargo, es necesario considerar el valor económico de volumen de líquidos, contra la compresión extra que puede necesitarse para transportar el gas.

La capacidad de los separadores también es afectada por la presión de separación; al aumentar la presión, aumenta la capacidad de separación de gas y viceversa. (ARNOLD & STEWART, 1991).

2.7.9 *Consideraciones iniciales en el diseño de un separador gas-líquido.* Para el diseño adecuado de un separador gas-líquido, es necesario tomar en cuenta los puntos siguientes:

- a) La energía que posee el fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.
- b) Los flujos de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidos dentro de los límites adecuados que permitan su separación a través de las fuerzas gravitacionales que actúan sobre esos fluidos y que establezcan el equilibrio entre las fases gas-líquido.
- c) La turbulencia que ocurre en la sección ocupada principalmente por el vapor debe ser minimizada.
- d) La acumulación de espuma y partículas contaminantes deben ser controladas.
- e) Las fases líquidas y vapor no deben ponerse en contacto una vez separadas.
- f) Las regiones del separador donde se puedan acumular sólidos deben, en lo posible, estar provistos de facilidades adecuadas para su remoción.
- g) El equipo será provisto de la instrumentación adecuada para su funcionamiento adecuado y seguro en el marco de la unidad/planta a la que pertenece.

2.7.10 *Parámetros que intervienen en el diseño de separadores.* Al iniciar el diseño de un separador, sólo la experiencia anuncia la posibilidad de que se trate de uno horizontal o uno vertical. La secuencia del cálculo y el costo comparativo de los recipientes son los que van a señalar la factibilidad de usar un determinado recipiente. Los principales parámetros que entran en juego para la decisión son los siguientes:

2.7.10.1 *Composición del fluido que se va a separar.* Es cierto que la mayoría de los ingenieros no analizan con antelación la composición de la alimentación, sino que parten de un determinado volumen y tipo de fluido supuestamente conocido al hacer la selección. Pese a esto, es conveniente que el diseñador esté familiarizado con el concepto de equilibrio de fases y separación instantánea, con el fin de predecir cuál será la cantidad y calidad del gas y de líquido que se formarían en el separador, en las condiciones de presión y temperatura de diseño.

2.7.10.2 *Flujo normal de vapor.* El flujo normal de vapor (o gas) es la cantidad máxima de vapor alimentada a un separador a condiciones típicas de operación (es decir, en ausencia de perturbaciones tales como las que aparecen a consecuencia de inestabilidades del proceso o a pérdidas de la capacidad de condensación aguas arriba del mismo). Los separadores son altamente efectivos para flujos de vapor del orden de 150% del flujo normal y, por lo tanto, no es necesario considerar un sobre diseño en el dimensionamiento de tales separadores. Si se predicen flujos mayores al 150%, el diseño del separador debe considerar dicho aumento.

2.7.10.3 *Presión y temperatura de operación.* El estudio previo de las variaciones de presión y temperatura en el sitio donde se instalará la unidad afectará, de manera determinante, la selección del equipo. La mayoría de los operadores no se detienen a pensar cómo se afectan las condiciones de operación al bajar la presión. Existe la seguridad de que al elevar la presión podría fallar el material; pero no se analiza el incremento de la velocidad dentro del sistema al bajarla; un descenso abrupto, manteniendo constante el caudal, eleva la velocidad interna del equipo, produce espuma, arrastre de los fluidos y puede volar el extractor de niebla.

2.7.10.4 *Factor de compresibilidad del gas (z) en condiciones de trabajo.* El valor de z determina el volumen del gas en las condiciones de operación. El diseñador deberá seleccionar el modelo más conveniente para que los resultados coincidan con los valores de campo.

2.7.10.5 Densidad de los fluidos en las condiciones de operación. La densidad de los fluidos dentro del separador interviene de modo directo. Es fácil calcular la densidad del gas en las condiciones de operación. En el caso de los líquidos, muchas personas trabajan en condiciones normales, bajo el supuesto del efecto de los cambios de presión y temperatura afectan muy poco los resultados finales.

2.7.10.6 Velocidad crítica. La velocidad crítica es una velocidad de vapor calculada empíricamente que se utiliza para asegurar que la velocidad superficial de vapor, a través del separador, sea lo suficientemente baja para prevenir un arrastre excesivo de líquido. Tal velocidad no está relacionada con la velocidad sónica.

2.7.10.7 Constante de K (Souders & Brown). Es uno de los parámetros que mayor relevancia tiene en el momento de predecir el comportamiento de los fluidos dentro de un recipiente. En cierto modo, es el valor que se acerca o aleja las predicciones del funcionamiento real del sistema.

A pesar de que, al comienzo, el valor de K atendía a la deducción matemática de la fórmula, es la experiencia de campo y mejoras tecnológicas que se le introducen a los diseños lo que ha venido adaptando este parámetro al comportamiento real de los recipientes. En la práctica, lo que suelen hacer los fabricantes es diseñar el extractor de niebla y ajustar en el campo el valor correspondiente, para predecir los resultados reales. Por esa razón, se suelen encontrar unidades pequeñas garantizadas para manejar cantidades de gas mucho mayores de lo esperado. Al utilizar velocidades críticas más altas que las resultantes del uso directo de las fórmulas, los separadores serán de diámetros más pequeños.

2.7.10.8 Tiempo de retención. La capacidad líquido de un separador depende principalmente del tiempo de retención del líquido en el recipiente, una buena separación requiere de un tiempo suficiente para lograr el equilibrio entre la fase líquida y la fase gaseosa a la temperatura y presión de separación.

Tabla 5. Tiempo de retención

Gravedades del petróleo	Minutos (Típicos)
Por encima de 40 °API	1 a 2
25-40 °API	1 a 3
< 25°API y/o espumoso	3 a 12

Fuente: AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE, 1989. Specifications for oil and gas separators, p. 14.

2.7.10.9 Relación longitud/diámetro. Existe una constante a dimensional llamada R, que permite determinar la relación entre la longitud de costura a costura (L_{ss}) con el diámetro del separador. Este parámetro permite determinar el diseño más eficiente y económico, se toma el valor de R entre valores de 3 y 4.

Aunque para algunos casos específicos en diseño de separadores verticales la altura de líquido ocasiona restricciones y permite que existan valores de relación longitud/diámetro muy bajos.

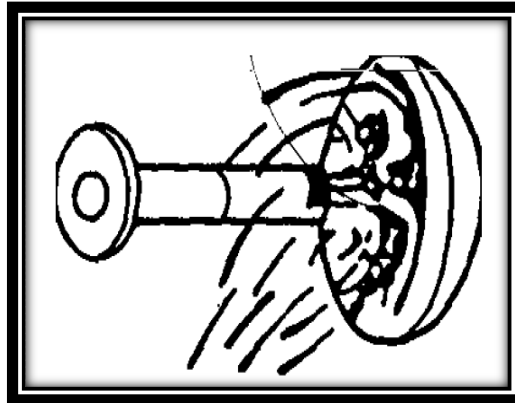
2.7.11 Dimensionamiento del separador. Al contemplar los cálculos que sirven de soporte para seleccionar la unidad, el diseñador tiene la obligación de indicar las dimensiones mínimas del recipiente que desea adquirir.

2.7.12 Dispositivos internos del separador

2.7.12.1 Desviadores de entrada. Existen muchos tipos de desviadores pero los más utilizados son dos tipos. El primero es el deflector de regulación (Figura 10); éste puede ser un plato esférico, placa plana, plancha de ángulo o algún otro dispositivo que genere un cambio rápido en la dirección y velocidad de los fluidos. El diseño de este regulador se basa principalmente en la capacidad que tengan de disminuir el impulso (momentum) de impacto.

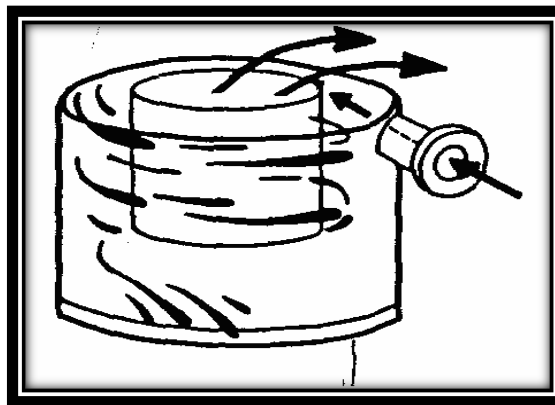
El segundo dispositivo se conoce como ciclón de entrada el cual usa la fuerza centrífuga en lugar de la agitación mecánica para separar el petróleo del gas (Figura 11). Esta entrada puede tener una chimenea ciclónica o usar una carrera de fluido tangencial a través de las paredes.

Figura 10. Deflector de regulación



Fuente: REQUENA, J. Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos, p. 42.

Figura 11. Entrada ciclónica

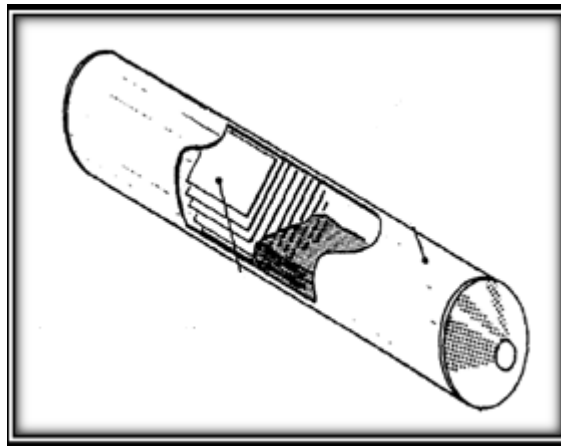


Fuente: REQUENA, J. Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos, p. 42.

2.7.12.2 Placas anti espuma. La espuma se forma cuando las burbujas de gas se liberan del líquido. La espuma es la principal causa para un rendimiento pobre en los separadores. La separación de espuma limita la separación de gas-líquido en el separador. Para lograr la separación de espuma éstas partículas deben ser descompuestas.

2.7.12.3 Rompedores de vórtices. Se utiliza para disminuir la presencia de un vórtice o remolino cuando la válvula de control de líquido está abierta, debido a que éste absorbe gas del vapor y lo remezcla en la salida de líquido (Figura 12).

Figura 12. Rompedor de remolinos



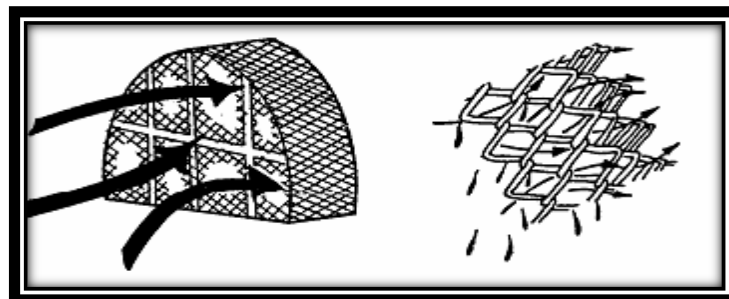
Fuente: REQUENA, J. Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos, p. 43.

2.7.12.4 Extractor de neblina. Hay dos dispositivos que son los más utilizados: cojines de mallas de alambres (Figura. 13) y extractores de veleta (Figura. 14).

Cojines de mallas de alambres: las gotas de líquido pasan a través de la malla de alambre produciendo un choque entre ellas y generando la coalescencia, lo que permite que éstas cambien de dirección y regresen a la fase líquida. Estos cojines con el tamaño apropiado pueden llegar a remover el 99% de las gotas de 10 micrones.

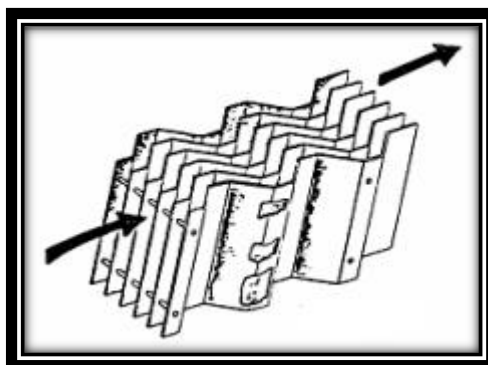
Extractor tipo Veleta: éste obliga al flujo de gas a ser laminar entre las placas paralelas que contienen el cambio direccional. Las gotas chocan con la placa de superficie donde la coalescencia hace que las gotas caigan a la parte líquida. (ARNOLD & STEWART, 1991)

Figura 13. Cojines de mallas de alambres



Fuente: REQUENA, J. Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos, p. 45.

Figura 14. Extractor tipo veleta



Fuente: REQUENA, J. Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos, p. 45.

2.7.13 Accesorios externos

2.7.13.1 Válvula de seguridad y alivio. Son válvulas que se calibran a la máxima presión de operación y sirven para proteger la integridad física del equipo contra presiones excesivas, en el caso de existir alguna obstrucción en las salidas o un aumento anormal en la entrada.

2.7.13.2 Válvulas de control de contra-presión. Van colocadas en la tubería de salida de gas del separador y controlan la presión del separador.

2.7.13.3 Válvulas de control de líquido. Van en las descargas de líquidos y son reguladoras mediante un controlador de nivel de líquidos.

2.7.13.4 Controles de procesos. La presión de operación puede ser controlada mediante una válvula de contrapresión operada por contrapeso, resorte o piloto de gas. Cuando el gas es enviado a una tubería, la presión mínima del separador normalmente es fijada por la presión de transmisión o por la presión del sistema de recolección. Los separadores deberán estar equipados con uno o más controles de nivel de líquido. Normalmente un control de nivel de líquido para la sección de acumulación de un separador bifásica, activa una válvula de vaciado para mantener el nivel de líquido requerido.

2.7.13.5 *Dispositivos de alivio.* Todos los separadores independientemente del tamaño o la presión, deberán estar provistos de dispositivos de protección de presión fijados de acuerdo con los requerimientos del código ASME. Para suministrar la capacidad necesaria de alivio pueden utilizarse múltiples dispositivos de alivio de presión, como una válvula de alivio de presión conjuntamente con un disco de ruptura. La válvula de alivio normalmente se fija a la máxima presión de trabajo permisible, el disco de ruptura normalmente se selecciona para aliviar presiones mayores a la presión de ajuste de la válvula de alivio. Los dispositivos de alivio de presión no necesitan ser suministrados por el fabricante del separador, pero la protección de sobrepresión deberá ser provista antes de poner en servicio el separador.

2.7.13.6 *Líneas de descarga.* Las líneas de descarga de los dispositivos de alivio de presión deberán considerarse de manera individual, una discusión detallada sobre el particular va más allá del alcance de esta especificación.

2.8 Clasificación de los separadores

2.8.1 *Separadores bifásicos.* Son recipientes capaces de separar el gas y líquido inmiscible. Se emplean para dejar lo más libre posible el gas del petróleo y viceversa a presiones y temperaturas definidas.

2.8.2 *Separadores trifásicos.* Son recipientes capaces de separar el gas y las dos fases de líquidos inmiscibles. Por lo general resultan muy grandes porque se diseñan para garantizar que ambas fases (petróleo, aguas) salgan completamente libres una de la otra (agua sin petróleo y petróleo sin agua).

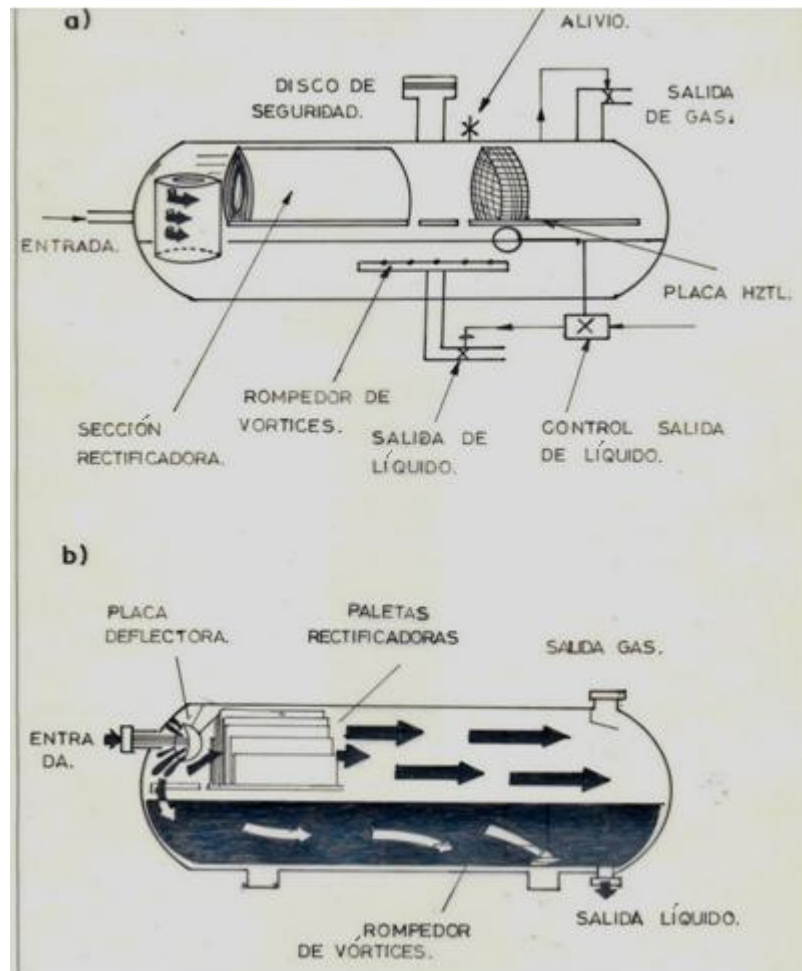
Estos separadores se emplean para separar el agua que pueda estar presente en el crudo, con lo cual se reduce la carga en el equipo de tratamiento del petróleo y se aumenta la capacidad de transporte en las tuberías. También ayuda a mejorar la precisión de las mediciones de flujo.

2.8.3 Separadores horizontales. El fluido entra en el separador (Figura. 15) y se contacta con un desviador de ingreso, causando un cambio repentino en el impulso y la separación bruta inicial de líquido y vapor. La gravedad causa que gotas de líquido caigan de la corriente de gas al fondo del recipiente de recolección. Esta sección de recolección de líquido provee el tiempo de retención necesario para que el gas arrastrado evolucione del petróleo y suba al espacio de vapor. También provee volumen de oleada, si fuese necesario, para manejar los sobrepesos intermitentes de líquido. Luego el líquido sale del recipiente mediante una válvula de descarga de líquidos, que es regulada por un controlador de nivel. El controlador de nivel siente cambios en el nivel del líquido y controla la válvula de descarga.

El gas fluye sobre el desviador de ingreso y luego horizontalmente por medio de la sección de asentamiento de gravedad sobre el líquido. Mientras el gas fluye por esta sección, gotas pequeñas de líquido que no fueron separadas por el desviador de ingreso son separadas por la gravedad y caen a la interfaz de gas - líquidos. Algunas gotas son de un diámetro tan pequeño que no son fácilmente separadas en la sección de asentamiento de gravedad. Por lo tanto, antes que el gas salga del recipiente, pasa por una sección de fundición, o un extractor de neblina. Esta sección emplea aletas, malla de alambre, o placas para fundir y remover las gotas muy pequeñas.

Un controlador abre y cierra la válvula de control de presión en la salida de gas para mantener la presión deseada en el recipiente. Normalmente, los separadores horizontales se operan llenados solamente hasta la mitad con líquidos para maximizar el área de interfaz de gas - líquidos.

Figura 15. Separador horizontal



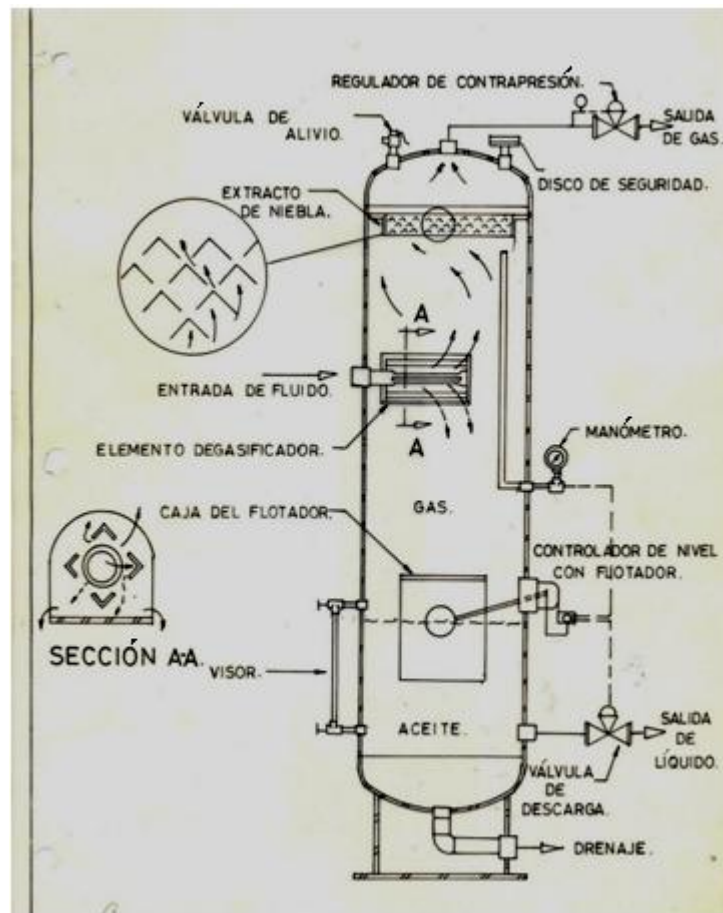
Fuente: <http://instructivoseparador.blogspot.com/p/funcionamiento-de-un-separador.html>

2.8.4 Separadores verticales

La Figura 16 es un esquema de un separador vertical. En esta configuración el flujo de entrada entra al recipiente por un lado. A igual que con el separador horizontal, el desviador de ingreso hace la separación bruta inicial. El líquido fluye hacia abajo a la sección de recolección de líquidos en el recipiente, y luego baja a la salida de líquidos. Cuando el líquido llega al equilibrio, las burbujas de gas fluyen en sentido contrario a la dirección del flujo de líquidos y eventualmente migran al espacio de vapor. El controlador de nivel y la válvula de descarga de líquidos opera de la misma forma como en el separador horizontal.

El gas fluye sobre el desviador de ingreso y luego arriba hacia la salida de gas. En la sección de asentamiento de gravedad, las gotas de líquido caen hacia abajo, en sentido opuesto a la dirección del flujo de gas.

Figura 16. Separador vertical

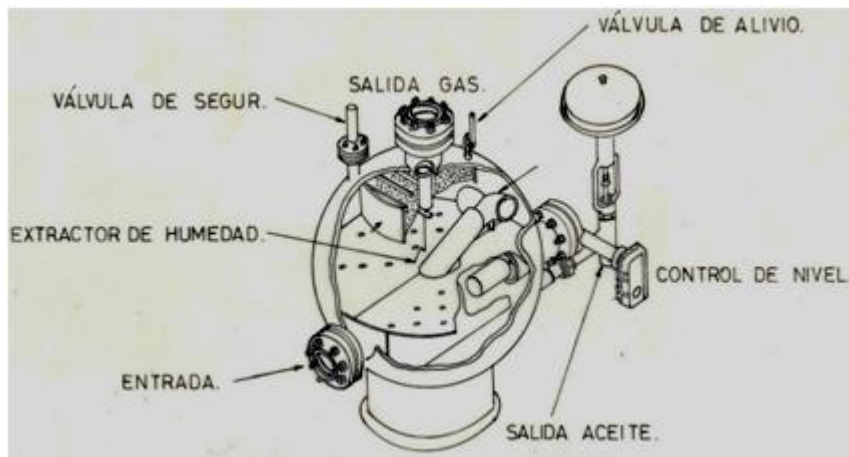


Fuente: <http://instructivoseparador.blogspot.com/p/funcionamiento-de-un-separador.html>

2.8.5 Separadores esféricos

La Figura 17 muestra un separador esférico típico. Las mismas cuatro secciones previamente descritas también están en este recipiente. Los separadores esféricos pueden ser considerados como un caso especial de separadores verticales sin un casco cilíndrico entre los dos cabezales. Este diseño puede ser muy eficiente desde el punto de vista de contención de presión, pero debido a su capacidad limitada de oleada líquido y dificultades con la fabricación, los separadores esféricos ya no son especificados para aplicaciones para campos petrolíferos y no proveeremos ninguna discusión adicional sobre ellos. (PDVSA, 1991)

Figura 17. Separador esférico



Fuente: <http://instructivoseparador.blogspot.com/p/funcionamiento-de-un-separador.html>

2.9 Ventajas y desventajas de los separadores

Tabla 6. Ventajas y desventajas de los separadores

Horizontal	Vertical
<p>Ventajas</p> <ul style="list-style-type: none"> ● La dirección del flujo no se opone al drenado en la extracción de neblina. ● Gran control de turbulencia. ● Mejor manejo para la retención de volumen. ● Mayor área de superficie líquida. ● Fácil mantenimiento y servicio. ● Mejor para el manejo de espuma. ● Mayor capacidad de líquido con un alto RGP. 	<p>Ventajas</p> <ul style="list-style-type: none"> ● Puede manejar grandes cantidades de sedimentos o lodo. ● Buena capacidad de oleada. ● No requiere de mucho espacio físico. ● Puede ser limpiado fácilmente.
<p>Desventajas</p> <ul style="list-style-type: none"> ● Requiere mayor espacio físico. ● Los extractores de neblina a veces se tapan y explotan. ● No es bueno para el manejo de sedimentos o lodo. 	<p>Desventajas</p> <ul style="list-style-type: none"> ● Más costoso para procesar iguales cantidades de gas. ● Menor capacidad para el drenado de neblina. ● No es bueno para la espuma. ● Dificultad para revisar equipos en la parte superior. ● Baja capacidad de líquido con un alto RGP.

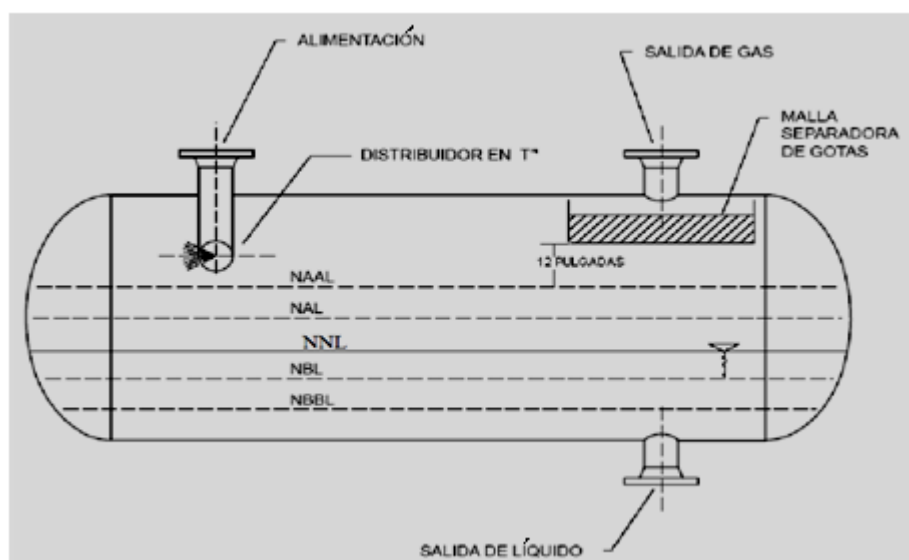
Fuente: CENTRO INTERNACIONAL DE EDUCACIÓN Y DESARROLLO (CIED) 1995. Filial de Petróleos de Venezuela S.A, División Oriente. "Ingeniería de Producción Separadores Gas Líquido"

Tabla 7. Recomendación de tipo de separador

Situación	Vertical sin malla	Vertical con malla	Horizontal sin malla	Horizontal con malla
Alta retención vapor/líquido	Muy recomendable	Muy recomendable	Moderado	Moderado
Alto flujo de gas	Muy recomendable	Muy recomendable	Moderado	Moderado
Baja relación vapor/líquido	Moderado	Moderado	Muy recomendable	Muy recomendable
Alto flujo de líquido	Moderado	Moderado	Muy recomendable	Muy recomendable
Presencia de sólidos materiales pegajosos	Recomendable	Moderado: considerar internos especiales	Moderado: considerar internos especiales consideración	Moderado: considerar internos especiales consideración
Separación líquido-líquido solamente	No recomendable	No recomendable	Recomendable	No aplica
Separación Líquido-líquido-vapor	Moderado	Moderado	Muy recomendable	Muy recomendable
Limitaciones en área de planta	Recomendable	Recomendable	No recomendable	No recomendable
Limitaciones en espacio vertical o altura	No recomendable	No recomendable	Recomendable	Recomendable

Fuente: PDVSA, 1995. "Principios Básicos". Manual de Diseño de Proceso, separación física, tambores separadores.

Figura 18. Niveles de líquido (separador horizontal)



Fuente: PDVSA, 1995. “Principios Básicos”. Manual de Diseño de Proceso, separación física, tambores separadores.

Tabla 8. Nomenclatura para niveles de líquido

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

Fuente: PDVSA (1995). “Principios Básicos”. Manual de Diseño de Proceso, Separación Física, Tambores Separadores

2.10 Diseño según Coulson y Richardson

Se basará el primer diseño con criterios tomados de estos autores, para lo cual utilizaremos la metodología propuesta en el libro publicado por los autores previamente citados, con un separador horizontal.

2.10.1 Velocidad de sedimentación. Para el cálculo de esta velocidad utilizamos la siguiente ecuación:

$$u_t = 0,07 \left[\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right]^{1/2} \quad (9)$$

Donde:

u_t = velocidad de sedimentación. [m/s]

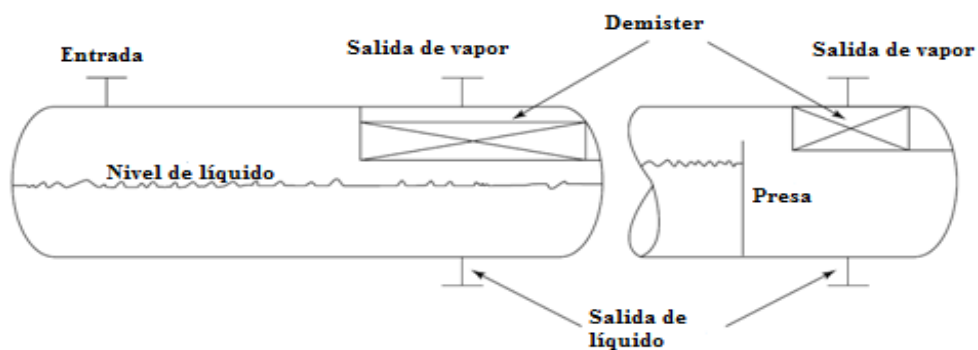
ρ_l = densidad del líquido, [kg/m³]

ρ_v = densidad del vapor, [kg/m³]

Si no se utiliza un separador de partículas, el valor de u_t obtenido de la ecuación, debe ser multiplicado por un factor de 0,15 para proporcionar un margen de seguridad y para permitir el flujo de sobretensiones.

2.10.2 Separador horizontal. Un separador horizontal se selecciona cuando es requerido un tiempo de retención largo.

Figura 19. Separador horizontal



Fuente: COULSON, M & RICHARDSON, J. 2005. Chemical Engineering Design, p. 463.

En el diseño de un separador horizontal el diámetro del recipiente no puede ser determinado con independencia de su longitud, a diferencia de un separador vertical. El diámetro y la longitud, y el nivel de líquido, debe ser elegido para dar suficiente tiempo de residencia del vapor de las gotitas de líquido se asienten, y para cumplir el tiempo de retención de líquido requerido. (COULSON & RICHARDSON, 2005).

Tabla 9. Tabla relación longitud diámetro

Operating pressure, bar	Length: diameter, L_v/D_v
0–20	3
20–35	4
>35	5

Fuente: COULSON, M; RICHARDSON, J. 2005. Chemical Engineering Design, p. 465.

2.11 Diseño de acuerdo a la norma API 12J

2.11.1 Diseño por procesos

Dimensionamiento del separador.

Teoría y ecuaciones.

La capacidad de gas de los separadores puede ser determinada por una modificación de la ley de Stoke. Cuando la ley de Stoke es usada, la capacidad se basa en el principio del tamaño de gota mínimo que se asentará de una corriente de gas en movimiento a una velocidad dada. La máxima velocidad superficial de operación permitida del gas es calculada con la fórmula:

$$V_a = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (10)$$

Donde:

V_a = máximo valor permitido de la velocidad supercrítica en pies/segundos, a través de la sección ordinaria de separación.

ρ_l = Densidad del líquido en libras/ pies cúbicos, a condiciones de operación.

ρ_g = Densidad del gas en libras / pies cúbicos, a condiciones de operación.

K= una constante dependiente de las condiciones de diseño y separación.

Tabla 10. Factor K para velocidades superficiales permitidas

Tipo de separador	Altura o longitud (pies)	Rango típico del factor K
Vertical	5	0.12 a 0.24
	10	0.18 a 0.35
Horizontal	10	0.40 a 0.50
	Otras longitudes	$0.40 \text{ a } 0.50 \times (L/10)^{0.56}$
Esférico	Todos	0.2 a 0.35

Fuente: AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. 1989. Specifications for oil and gas separators, p. 13.

La velocidad máxima permitida calculada a partir de los factores anteriores es normalmente para los separadores que tienen un extractor de niebla de malla de alambre. Esta tasa debe permitir sedimentar las gotas de líquido de 10 micras a del gas. La velocidad máxima superficial u otros criterios de diseño deben ser considerados para otro tipo de extractor de niebla.

Los fabricantes de extractores de niebla recomiendan distancias mínimas por encima y por debajo de la malla de alambre entre la entrada del gas y las boquillas de salida, para garantizar la plena utilización del extractor de niebla.

La capacidad del separador de aceite es una función del tiempo de retención y de área de interfaz gas-líquido. El requisito básico es mantener el líquido suficientemente y proporcionar un área suficiente para la interfaz de gas arrastrado a romper con el líquido.

La capacidad de separación de líquido, es normalmente basada en un minuto de retención, tiempo para aceites no espumantes teniendo una gravedad de 35° API y por encima. Una gravedad más baja de 35° API puede requerir un más grande tiempo de retención.

Los líquidos espumantes ofrecen un problema especial en el dimensionamiento de los separadores. La espumas son una mezcla de gas disperso en un líquido y teniendo una densidad menor que el líquido pero más grande que el gas. Una mayor área de interfaz y un mayor tiempo de retención son necesarios para remover el gas del líquido. Los separadores horizontales normalmente dan una mayor área de interfaz. Pueden ser necesarios tiempos de retención de más de 15 minutos. Sin embargo, un tiempo de retención de 2 a 5 minutos es suficiente en la mayoría de casos para la separación manejable de sustancias espumantes. Los diseños de separadores antiespumantes a menudo incluyen una variedad propia de configuraciones para mejorar la capacidad. Estos están más allá del alcance de esta especificación.

Además de las propiedades de flujo, la capacidad del gas es influenciada por los siguientes parámetros:

- a) Temperatura de funcionamiento, está por encima del punto de enturbiamiento de líquido.
- b) Temperatura por encima del punto de hidratación del gas.
- c) Tendencia espumante del líquido
- d) Uniformidad del flujo
- e) Antiespumantes químicos; si son usados

La capacidad del líquido de un separador es principalmente dependiente del tiempo de retención del líquido en el recipiente.

Una buena separación requiere suficiente tiempo para obtener una condición de equilibrio entre el líquido y la fase gaseosa a la temperatura y presión de separación.

La capacidad de líquido de un separador o el volumen de sedimentación requerido basado en la retención puede ser determinada por la siguiente ecuación:

$$W = \frac{1440(V)}{t} \text{ o } t = \frac{1440(V)}{w} \text{ o } V = \frac{W(t)}{1440} \quad (11)$$

Donde:

W= capacidad de líquido, [bbl/día] a las condiciones de flujo.

V= volumen de líquido sedimentado [bbl].

t= tiempo de retención, [min]

Los criterios básicos del tiempo de retención para separadores de dos fases son generalmente los siguientes:

Tabla 11. Tiempo de retención

Gravedad del Petróleo	Minutos típicamente
Sobre los 35° API	1
20-30° API	1 a 2
10-20° API	2 a 4

Fuente: AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. 1989. Specifications for oil and gas separators, p. 14.

Los volúmenes de sedimentación pueden ser usados en las ecuaciones anteriores para determinar la capacidad de líquido de un recipiente en particular. Para el dimensionamiento adecuado, debe ser determinado, tanto la capacidad de líquido y capacidad de gas.

Se puede observar que en la mayoría de los pozos de gas de alta presión de destilados, el radio líquido-gas es alto y la capacidad de un separador es usualmente el factor controlante. Sin embargo, lo contrario puede ser cierto para los separadores de baja presión utilizados en los flujos así con proporciones en bajo contenido de líquido-gas. La descarga de líquido o válvula de descarga en el separador debe ser de un tamaño en base a la caída de presión disponible, la tasa de flujo de líquido, y la viscosidad del líquido (API, 1989).

2.12 Diseño según Maurice Stewart

Este autor propone un método diferente a los presentados anteriormente, sin embargo basa su procedimiento a partir de la norma 12J API, se utiliza un método iterativo para determinar las dimensiones del separador, sin embargo utiliza los mismos parámetros de entrada.

En la sección de sedimentación por gravedad de un separador, las gotas de líquido se eliminan utilizando la fuerza de la gravedad. Las gotas de líquido, contenidos en el gas, se asientan en velocidad de sedimentación. A esta velocidad, la fuerza de la gravedad sobre la gota o "fuerza de flotación negativa" es igual a la fuerza de arrastre ejercida sobre la gota, debido a su movimiento a través de la fase de gas continua. La fuerza de arrastre sobre una gota puede determinarse a partir de la siguiente ecuación:

$$F_D = C_D A_d \rho \left(\frac{V^2}{2g} \right) \quad (12)$$

Donde:

F_D = fuerza de arrastre, lb_f (N)

C_D = coeficiente de arrastre

A_d = área de la sección transversal de las gotas, ft^2 (m^2)

ρ = Densidad de la fase continua, lb/ft^3 (kg/m^3)

V = velocidad de sedimentación terminal de las gotas, ft/s (m/s)

g = constante gravitacional, $32,2 \text{ lb}_m \text{ ft}/\text{lb}_f \text{ s}^2$ (m/s^2)

La velocidad de sedimentación terminal está dada por:

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (13)$$

Donde:

ρ_l = Densidad del líquido [lb/ft^3]

ρ_g = Densidad del gas a la presión y temperatura del separador [lb/ft^3]

C_D = Constante.

d_m = Diámetro de las gotas, μm

Con esta fórmula se inicia el proceso de iteración con un valor de 0,34 para C_D y se iterara hasta que el valor de C_D sea igual.

$$V_t = 0,0204 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) d_m \right]^{\frac{1}{2}} \quad (14)$$

2.12.1 Tamaño de la gota. El propósito de la sección de asentamiento por gravedad del recipiente es una condición de que el gas pase por el extractor de niebla. Para aplicar las ecuaciones de sedimentación a separador, debe ser seleccionado un tamaño de gota de líquido a ser eliminado. A partir de la experiencia de campo, parece que si las gotas de 140 μm se retiran en esta sección, el extractor de niebla no se llegan a inundar y será capaz de realizar su trabajo de quitar esas gotas entre diámetros de 10 – 140 μm .

2.12.2 Tiempo de retención. Para asegurarse de que el líquido y el gas alcance el equilibrio a la presión del separador, se requiere un cierto almacenamiento de líquidos. Este se define como "tiempo de retención" o el tiempo medio de una molécula de líquido se mantiene en el recipiente, en el supuesto de flujo de tapón.

2.12.3 Restricción de la capacidad de gas. Los principios de sedimentación de las gotas de líquido de un gas pueden ser utilizados para desarrollar una ecuación de tamaño de un separador para una tasa de flujo de gas. Las ecuaciones de restricción de capacidad de gas se basan en establecer el tiempo de retención de gas igual al tiempo requerido para que una gota pueda asentarse en el interfaz líquido. Para un recipiente de 50% lleno de líquido, y la separación de gotas de líquido de 100 μm , desde el gas, se puede derivar la siguiente ecuación:

$$dL_{eff} = 420 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad (15)$$

Donde:

d = Diámetro interno del recipiente [in]

L_{eff} = Longitud efectiva del recipiente para que la separación ocurra [ft]

T = Temperatura de operación [°R]

Z = compresibilidad del gas

Q_g = Tasa de flujo de gas [MMscfd]

P = Presión de operación [psia]

C_D = Coeficiente de arrastre

d_m = Gota de líquido a ser separada [μm]

ρ_g = Densidad del gas [lb/ft³]

ρ_l = Densidad del liquido [lb/ft³]

2.12.4 Restricción de llenado de líquido. Los separadores bifásicos deben ser de un tamaño para proporcionar un tiempo de retención de líquido para que el líquido pueda alcanzar el equilibrio con la fase de gas. Para un recipiente de 50% lleno de líquido, con una tasa de flujo de líquido especificado y el tiempo de retención, la siguiente expresión puede ser utilizada para determinar el tamaño del recipiente.

$$d^2 L_{eff} = \frac{t_r Q_l}{0,7} \quad (16)$$

Donde:

t_r = Tiempo de retención [min]

Q_l = Tasa de flujo de liquido [bpd]

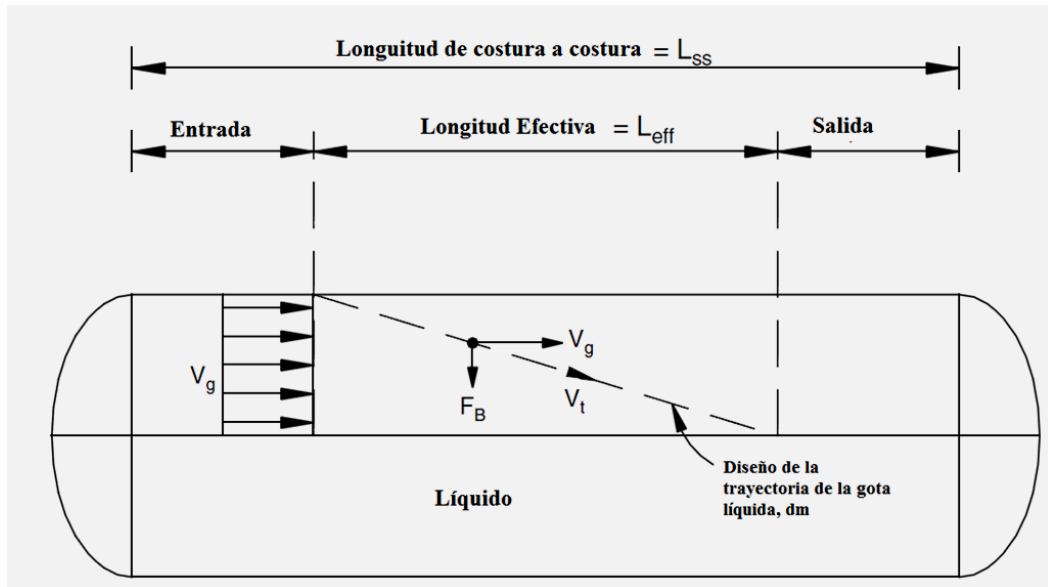
2.12.5 Longitud costura a costura. La longitud efectiva puede calcularse a partir de la ecuación 16. A partir de esta, una longitud de costura a costura del recipiente puede ser determinada. La longitud real requerida costura a costura depende del diseño físico de las partes internas del cuerpo del separador.

Como se muestra en la Figura 20, para los recipientes de tamaño sobre una base de capacidad de gas, una parte de la longitud del recipiente se requiere para distribuir el flujo uniformemente cerca del desviador de entrada. Otra porción de la longitud del recipiente se requiere para la extracción de la niebla. La longitud del recipiente entre el desviador de entrada y el extractor de niebla con flujo uniforme distribuido es el L_{eff} calculada a partir de la ecuación 16. Como aumenta el diámetro de un recipiente, se necesita una mayor longitud para distribuir uniformemente el flujo de gas.

Sin embargo, no importa lo pequeño que puede ser el diámetro, una porción de la longitud sigue siendo necesaria para la extracción de la niebla y distribución de flujo.

En base a estos conceptos, junto con la experiencia de campo, la longitud de costura a costura de un recipiente puede ser estimado como el más grande de la siguiente.

Figura 20. Longitud aproximada de costura a costura de un separador horizontal medio lleno.



Fuente: STEWART, M. 2008. Gas-liquid and liquid-liquid separators, p. 116.

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \text{ para la capacidad del gas} \quad (17)$$

Para los recipientes de tamaño sobre una base capacidad de líquido, una parte de la longitud del recipiente se requiere para la entrada de distribución, desviador de flujo y salida de líquido. La longitud de costura a costura no debe exceder de lo siguiente (STEWART & ARNOLD, 2008):

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{eff} \quad (18)$$

2.10 Diseño de recipientes a presión

2.10.1 Recipiente a presión. Se considera como un recipiente a presión cualquier vasija cerrada que sea capaz de almacenar un fluido a presión manométrica, ya sea presión interna o vacío, independientemente de su forma y dimensiones. Los recipientes cilíndricos a que nos referimos son calculados como cilindros de pared delgada.

2.1.1 Presión de operación. Es identificada como la presión de trabajo y es la presión manométrica a la cual estará sometido un equipo en condiciones de operación normal.

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

$$\text{Si } P_o > 300 \text{ lb/pulg}^2. \qquad \text{Si } P_o \leq 300 \text{ lb/pulg}^2. \qquad (19)$$

$$P = 1.1 \cdot P_o. \qquad P = P_o + 30 \text{ lb/pulg}^2. \qquad (20)$$

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

Al determinar la presión de diseño (P), debe tomarse en consideración la presión hidrostática debida a la columna del fluido que estemos manejando, si éste es líquido sobre todo en recipientes cilíndricos verticales.

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

$$P_p = P (1.5) \text{ Sta/Std} \qquad (21)$$

Donde:

P = Presión de diseño.

Sta = Esfuerzo a la tensión del material a la temperatura ambiente.

Std = Esfuerzo a la tensión del material a la temperatura de diseño.

2.1.4 Presión de trabajo máxima permisible. Es la presión máxima a la que se puede someter un recipiente, en condiciones de operación, suponiendo que él está:



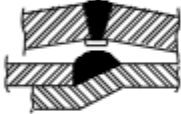




- a) En condiciones después de haber sido corroído.
- b) Bajo los efectos de la temperatura de diseño.
- c) En la posición normal de operación.
- d) Bajo los efectos de otras cargas, tales como fuerza debida al viento, presión hidrostática, etc., cuyos efectos deben agregarse a los ocasionados por la presión interna.

Es una práctica común, seguida por los usuarios, diseñadores y fabricantes de recipientes a presión, limitar la presión de trabajo máxima permisible por la resistencia del cuerpo o las tapas, y no por elementos componentes pequeños tales como bridas, boquillas, etc.

2.1.5 *Esfuerzo de diseño a la tensión.* Es el valor máximo al que podemos someter un material, que forma parte de un recipiente a presión, en condiciones normales de operación. Su valor es aproximadamente el 25% del esfuerzo último a la tensión del material en cuestión.

2.1.6 *Eficiencia de las soldaduras.* Se puede definir la eficiencia de las soldaduras, como el grado de confiabilidad que se puede tener de ellas. Sus valores están dados en la Figura No. 21, en la cual se muestran los tipos de unión más comúnmente usados en la fabricación de recipientes a presión.

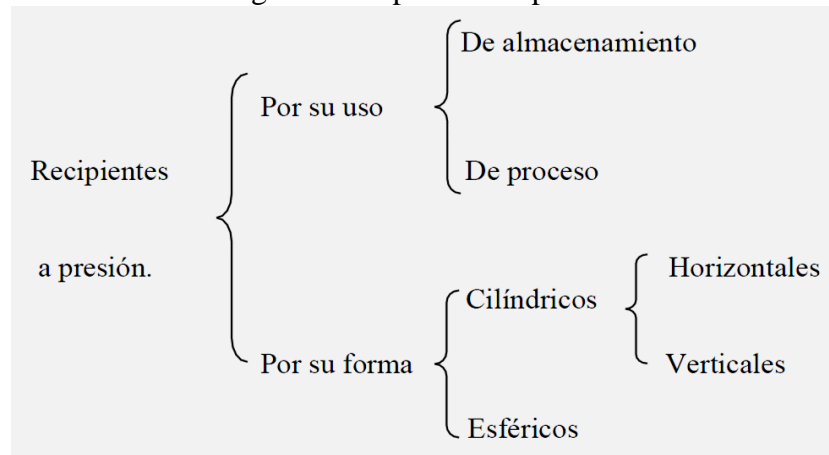
Figura 21. Eficiencia de la soldadura

	EFICIENCIA DE SOLDADURAS VALORES DE "E"	NORMAS		
		EFICIENCIA DE LA UNIÓN CUANDO LA JUNTA ESTA RADIOGRAFIADA		
TIPOS DE UNIONES NORMA UW-12		AL 100 %	POR PUNTOS	SIN
	SOLDADURA A TOPE UNIDA CON SOLDADURA POR AMBOS LADOS, O BIEN POR OTRO MÉTODO CON LO CUAL SE OBTENGA LA MISMA CALIDAD DEL METAL DE APORTE EN AMBOS LADOS DE LA SUPERFICIE SOLDADA. SI SE USA LA SOLERA DE RESPALDO, DEBERÁ QUITARSE DESPUÉS DE APLICAR LA SOLDADURA Y ANTES DE RADIOGRAFIAR.	1.00	0.85	0.70
	SOLDADURA SIMPLE A TOPE CON SOLERA DE RESPALDO LA CUAL PERMANECERÁ EN EL INTERIOR DEL RECIPIENTE.	0.90	0.80	0.65
	UNIÓN SIMPLE POR UN SOLO LADO SIN SOLERA DE RESPALDO	---	---	0.60
	UNIÓN TRASLAPADA CON DOBLE FILETE	---	---	0.55
	UNIÓN TRASLAPADA CON FILETE SENCILLO Y TAPÓN DE SOLDADURA	---	---	0.50
	UNIÓN TRASLAPADA CON FILETE SENCILLO SIN TAPÓN DE SOLDADURA	---	---	0.45

Fuente: LEÓN, M. 1977. Diseño y cálculo de recipientes a presión, p. 14.

2.1.7 Tipos de recipientes


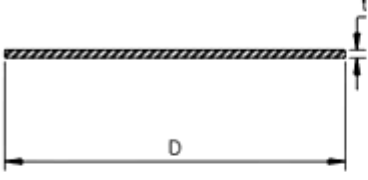
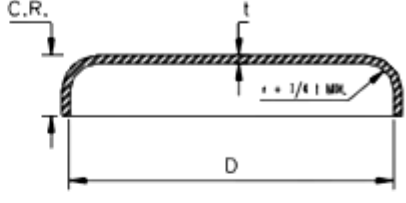
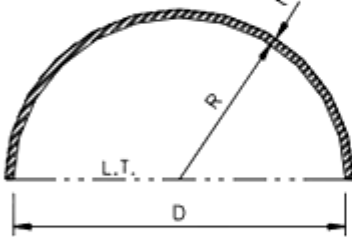
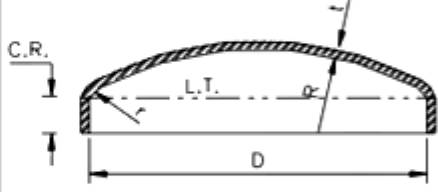
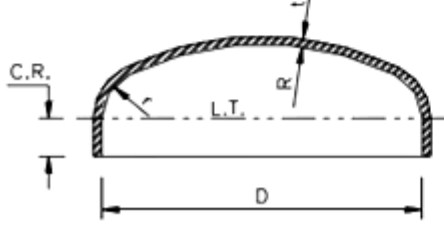
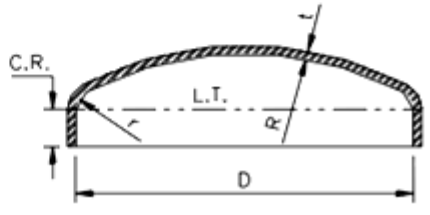
Figura 22. Tipos de recipientes



Fuente: Autor


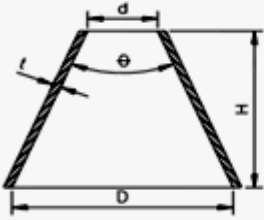
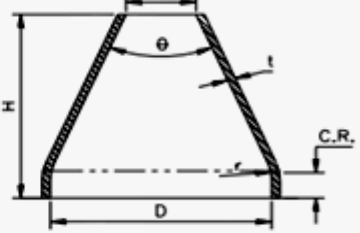
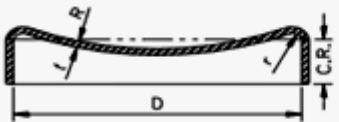
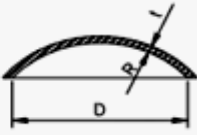
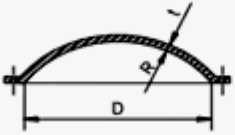
2.1.8 Tipos de tapas. Para “cerrar” recipientes cilíndricos, existen varios tipos de tapas, entre otras tenemos las siguientes: Tapas planas, planas con ceja, únicamente abombadas, abombadas con ceja invertida, toriesféricas, semielípticas, semiesféricas, tapas 80-10, tapas cónicas, toricónicas, etc.

Figura 23. Tipos de tapas

	TIPOS DE TAPAS		NORMAS
 <p>PLANA</p>	 <p>PLANA CON CEJA</p>		
 <p>SEMIESFÉRICA</p>	 <p>80 : 10</p>		
 <p>SEMIELÍPTICA</p>	 <p>TORIESFÉRICA</p>		

Fuente: LEÓN, M. 1977. Diseño y cálculo de recipientes a presión, p. 16.

Figura 23. Continuación

	TIPOS DE TAPAS	NORMAS
 <p data-bbox="555 658 644 689">CÓNICA</p>	 <p data-bbox="970 667 1107 698">TORICÓNICA</p>	 <p data-bbox="427 972 810 1003">ABOMBADA CON CEJA INVERTIDA</p>  <p data-bbox="900 972 1177 1003">ÚNICAMENTE ABOMBADA</p>
 <p data-bbox="660 1267 1002 1299">ABOMBADA CON CEJA PLANA</p>		

Fuente: LEÓN, M. 1977. Diseño y cálculo de recipientes a presión, p. 16.

Se realizará el diseño de tapas semi – elípticas y semi- esféricas para después la selección de la mejor opción.

2.1.9 Tapas semielípticas 2:1

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P} \tag{22}$$

Donde:

D = Diámetro interior de la tapa, en pulgadas.

E = Eficiencia de las uniones soldadas mostradas en la Figura 21

P = Presión de diseño, en lb/pulg²

S = Esfuerzo máximo permisible del material de la tapa, a tensión y a la temperatura de diseño en lb/pulg²

t = Espesor mínimo requerido en la tapa sin corrosión, en pulgadas.

2.1.10 Tapas semiesféricas

$$t = \frac{PR}{2SE - 0.2P} \quad (23)$$

Donde:

E = Eficiencia de soldaduras mostrado en la Figura 21.

P = Presión de diseño, en lb/pulg²

R = Radio interior de la tapa semiesférica, en pulgadas.

S = Esfuerzo máximo permisible, del material de la tapa, a tensión y a la temperatura de diseño, en lb/pulg²

t = Espesor mínimo requerido en la tapa, sin corrosión, en pulgadas.

2.1.11 Soldadura en recipientes a presión. El procedimiento más utilizado actualmente en la fabricación de recipientes a presión es el de soldadura, el cual eliminó el sistema de remachado que se usó hasta hace algunos años.

Se muestran algunos detalles para la preparación del material y aplicación de soldaduras que se utilizan actualmente. (Anexo A).

Todas las soldaduras serán aplicadas mediante el proceso de arco eléctrico sumergido, el cual puede ser manual o automático, En cualquiera de los dos casos, deberá tener penetración completa y se deberá eliminar la escoria dejada por un cordón de soldadura, antes de aplicar el siguiente.

Con el fin de verificar si una soldadura ha sido bien aplicada se utilizan varias formas de inspección, entre ellas está el de radiografiado, la prueba de líquidos penetrantes y algunas veces se utiliza el ultrasonido.

La prueba más comúnmente utilizada es el radiografiado, éste puede ser total o por puntos. Cuando practicamos el radiografiado por puntos en recipientes a presión, debemos tomar por lo menos, una radiografía por cada 15 metros de soldadura y la longitud de cada radiografía será de 15 centímetros como mínimo. (ESTRADA, 2001)

CAPÍTULO III

3. DETERMINACIÓN DE PROPIEDADES

Para empezar con el diseño del separador es necesario determinar las propiedades de los gases y líquidos presentes en el separador.

El diseño o análisis de todo proceso químico se rige por modelos matemáticos en los cuales es importante tener en cuenta las propiedades de los fluidos que intervienen en los procesos de transferencia o transporte. Dentro de las propiedades de transporte se encuentra la viscosidad que indica la resistencia que ofrecen los fluidos a su deformación ante la acción de una tensión aplicada.

Cuando se carece de datos experimentales y no se dispone de tiempo para obtenerlos, la viscosidad puede estimarse por métodos empíricos, utilizando otros datos de la sustancia en cuestión.

Estas correlaciones se basan en el análisis de un gran número de datos experimentales de diferentes fluidos, mediante la aplicación del principio de los estados correspondientes.

3.1 Determinación de las propiedades de los gases presentes en el separador

La composición química de la mezcla de gases se ha tomado de publicaciones internacionales, estos datos se consideran así porque es imposible determinar valores propios para esta composición debido a que no se cuenta con los medios tecnológicos para conocer dicha información.

En este caso en específico, se ha publicado un libro denominado: “*Energía sostenible de biomasa: comparación de tecnologías para sistemas de celdas de combustible centralizadas y des-centralizadas*”, su autor, Richard Toonssen, realiza un estudio en uno de los capítulos del libro referente a resultados de gasificación hidrotérmica y de la composición de la mezcla de gases, para utilizarla en celdas de combustible para generación de energía eléctrica, y realiza el análisis de si es factible realizar esta combinación de estas dos tecnologías. Publica tres casos con diferentes temperaturas de gasificación y obviamente diferentes resultados, y uno de estos casos (caso 3), es el caso

para el cual se pretende diseñar la planta en cuestión, por lo que utilizaremos esta publicación para el dimensionamiento de la fase de separación.

Tabla 12. Composición en moles del fluido

Componente	Caso 1	Caso 1	Caso 1	Caso 2	Caso 2	Caso 2	Caso 3	Caso 3	Caso 3
Número de tubería	10	11	16	10	11	16	10	11	16
Flujo másico (kg/s)	0.26	0.02	0.03	0.26	0.03	0.03	0.26	0.02	0.03
Temperatura (°K)	298	298	1132	298	298	1136	298	298	1109
Presión (bar)	150.0	50.0	6.6	150.0	50.0	6.6	150.0	100.0	6.6
H ₂	0.95	10.69	7.62	2.39	23.02	18.95	5.86	44.99	38.12
CH ₄	5.60	59.57	42.49	5.19	47.89	39.40	4.19	30.57	25.90
CO	0.02	0.06	0.04	0.03	0.26	0.22	0.15	1017	0.99
H ₂ S	0.07	0.17	0.00	0.07	0.17	0.00	0.07	0.12	0.00
HCl	0.09	0.06	0.00	0.09	0.05	0.00	0.09	0.04	0.00
N ₂	0.37	4.26	3.03	0.37	3.59	2.96	0.36	2.84	2.41
NH ₃	0.02	0.01	0.00	0.02	0.01	0.01	0.03	0.01	0.01
H ₂ O	88.09	0.11	28.94	86.74	0.09	17.95	83.46	0.08	15.46

Fuente: TOONSSEN, R. 2010. Sustainable power from biomass: comparison of technologies for centralized fuel cell, p. 231.

Se trabajó con los valores del caso tres, pues son las condiciones a las cuales se realizará el diseño.

En este caso cabe aclarar que el único parámetro que no se utilizará de esta publicación es el valor de flujo másico, pues se tiene un propio flujo másico, sin embargo al tener la composición molar de la mezcla de gases, sabemos que esta composición es independiente de este valor. Lo que variará son las fracciones de flujo para la determinación de sus dimensiones.

Una vez conocida la composición de la mezcla a esta presión y temperatura, se procede al cálculo de sus propiedades.

3.1.1 *Cálculo de su densidad.* Para este cálculo utilizara un software online, pues se necesita la densidad de cada gas por separado en estas condiciones.

1. Hidrogeno (H₂)

$\rho =$
8.1365 kg/m³
0.5077 lb/ft³

Select Gas:
[Hydrogen (H2)]

Or, enter molecular weight of gas:
 g/mol

Temperature:
298 [K]

Pressure:
100 [bar]

Calculate Clear Error [Clear All](#)

Fuente: <http://www.yeroc.us/calculators/gas-density.php>

2. Metano (CH₄)

$\rho =$
64.7493 kg/m³
4.0404 lb/ft³

Select Gas:
[Methane (CH4)]

Or, enter molecular weight of gas:
 g/mol

Temperature:
298 [K]

Pressure:
100 [bar]

Calculate Clear Error [Clear All](#)

Fuente: <http://www.yeroc.us/calculators/gas-density.php>

3. Monóxido de carbono (CO)

$\rho =$
113.0478 kg/m³
7.0542 lb/ft³

Select Gas:
[Carbon Monoxide (CO)]

Or, enter molecular weight of gas:
 g/mol

Temperature:
298 [K]

Pressure:
100 [bar]

Calculate Clear Error [Clear All](#)

Fuente: <http://www.yeroc.us/calculators/gas-density.php>

4. Dióxido de carbono (CO₂)

$\rho =$
177.6195 kg/m³
11.0835 lb/ft³

Select Gas:
[Carbon Dioxide (CO₂)]

Or, enter molecular weight of gas:
[] g/mol

Temperature:
298 [K]

Pressure:
100 [bar]

Calculate Clear Error Clear All

Fuente: <http://www.yeroc.us/calculators/gas-density.php>

5. Ácido sulfhídrico (H₂S)

El calculador de densidades que se utilizaba, no tiene valores para este gas, razón por la cual para calcular la densidad de este gas se utilizará la ecuación general de los gases y asumiendo su comportamiento ideal se podrá calcular el valor de su densidad con valores iniciales. Para se tiene:

Densidad del gas [1.013 bar (1atm) and 15 °C (59 °F)], 1.45 kg/m³ (Estado 1)

De la ecuación: PV=mRT; para el estado de 25 °C y 100 bar (98.69 atm) (Estado 2), condiciones a las cuales se necesita saber.

$$\rho_2 = \rho_1 * \frac{P_2 T_1}{P_1 T_2} \quad (24)$$

$$\rho_2 = 1.45 \frac{kg}{m^3} * \frac{98.69 atm * 15^\circ C}{1 atm * 25^\circ C}$$

$$\rho_2 = 85.86 \frac{kg}{m^3}$$

Fuente: <http://www.encyclopedia.airliquide.com/Encyclopedia.asp?GasID=59>

6. Ácido clorhídrico (HCl)

Se aplica el mismo procedimiento de cálculo para la densidad a estas condiciones.

Gas density [1.013 bar (1 atm) and 15 °C (59 °F)], 1.56 kg/m³ (Estado 1)

Para el estado de [25 °C y 100 bar (98.69 atm)], (Estado 2)

$$\rho_2 = \rho_1 * \frac{P_2 T_1}{P_1 T_2}$$

$$\rho_2 = 1.56 \frac{kg}{m^3} * \frac{98.69 atm * 15^\circ C}{1 atm * 25^\circ C}$$

$$\rho_2 = 92.37384 \frac{kg}{m^3}$$

Fuente: <http://www.encyclopedia.airliquide.com/Encyclopedia.asp?GasID=59>

7. Nitrógeno (N₂)

$\rho =$
113.064 kg/m³
7.0552 lb/ft³

Select Gas:
[Nitrogen (N2)]

Or, enter molecular weight of gas:
 g/mol

Temperature:
298 [K]

Pressure:
100 [bar]

Calculate Clear Error Clear All

Fuente: <http://www.yeroc.us/calculators/gas-density.php>

8. Amoníaco (NH₃)

$\rho =$
68.7368 kg/m³
4.2892 lb/ft³

Select Gas:
[Ammonia (NH3)]

Or, enter molecular weight of gas:
 g/mol

Temperature:
298 [K]

Pressure:
100 [bar]

Calculate Clear Error Clear All

Fuente: <http://www.yeroc.us/calculators/gas-density.php>

El valor de la densidad del agua no influenciara en la densidad de la mezcla después de la separación, pues es un valor despreciable.

En resumen, las densidades de los gases serán:

Tabla 13. Resumen de las densidades de los gases

Gas	%mol	Densidad kg/m ³	Fracción molar
H ₂	44.99	8.1365	0,4499
CH ₄	30.57	64.7493	0,3057
CO	1.17	113.0478	0,0117
CO ₂	20.18	117.6195	0,2018
H ₂ S	0.12	85.86	0,0012
HCl	0.04	92.3738	0,0004
N ₂	2.84	113.064	0,0284
NH ₃	0.01	68.7368	0,0001

Fuente: Autor

Cálculo de la densidad.

$$\rho_{mezcla} = x_1\rho_1 + x_2\rho_2 + x_3\rho_3 + \dots x_n\rho_n \quad (25)$$

Donde:

x_n = fracción molar del gas.

ρ_n = densidad de cada gas.

$$\begin{aligned} \rho_{mezcla} = & (0.4499 * 8.1365 + 0.3057 * 64.7493 + 0.0117 * 113.0478 + 0.2018 \\ & * 117.6195 + 0.0012 * 85.86 + 0.0004 * 92.3738 + 0.0284 \\ & * 113.064 + 0.0001 * 68.7368) \end{aligned}$$

$$\rho_{mezcla} = \mathbf{51,92 \text{ kg/m}^3}$$

3.1.2 Cálculo de su viscosidad. Para el cálculo de viscosidad de mezclas de gases a elevadas presiones el procedimiento recomendado es el propuesto por Dean y Stiel.

Mezclas de gases no polares. Esta ecuación solo puede ser usada para mezclas de gases no polares.

$$(\mu_m - \mu_m^0)\varepsilon_m = 1,08 \cdot 10^{-7} \left[e^{1,439\rho_{r_m}} - e^{1,111\rho_{r_m}^{1,858}} \right] \quad (26)$$

Según R. Perry después de ensayar con 9 mezclas de varias densidades se obtuvo un error promedio estimado de un 3,7 % siendo la mayoría de las mezclas ensayadas de hidrocarburos ligeros y de hidrocarburos y gases inertes.

En esta ecuación es necesario calcular la viscosidad de la mezcla a bajas presiones a través de la ecuación de Wilke, la ecuación de Bromley y Wilke o la ecuación de Yoon y Thodos y corregir la presión. (PERRY, 1984).

Para el cálculo de estos parámetros se utilizaron las siguientes expresiones.

$$\varepsilon_m = 2173,4241 \frac{T_{c_m}^{1/6}}{M_{c_m}^{1/2} P_{c_m}^{2/3}} \quad (27)$$

$$\rho_{c_m} = \frac{1}{V_{c_m}} \quad (28)$$

$$Z_{c_m} = \sum_{i=1}^n y_i * Z_{c_i} \quad (29)$$

$$T_{c_m} = \sum_{i=1}^n y_i * T_{c_i} \quad (30)$$

$$V_{c_m} = \sum_{i=1}^n y_i * V_{c_i} \quad (31)$$

$$\rho_{r_m} = \frac{\rho_m}{\rho_{c_m}} \quad (32)$$

$$P_{c_m} = \frac{Z_{c_m} R T_{c_m}}{V_{c_m}} \quad (33)$$

$$P_{c_m} = \sum_{i=1}^n X_i * P_{c_i} \quad (34)$$

$$M_m = \sum_{i=1}^n y_i * M_{c_i} \quad (35)$$

Donde:

μ_m = Viscosidad de la mezcla a alta presión. (Pa.s)

μ_m^0 = Viscosidad de la mezcla a baja presión (Pa.s)

ρ_m = Densidad molar de la mezcla (kmol m^{-3})

ρ_{c_m} = Densidad molar crítica de la mezcla (kmol m^{-3})

ρ_{r_m} = Densidad reducida de la mezcla.

M_i = Masa molecular del componente i (kg kmol^{-1})

M_m = Masa molecular de la mezcla (kg kmol^{-1})

R= Constante universal de los gases ($8314 \text{ Pa m}^3 \text{ kmol}^{-1} \text{ K}^{-1}$)

y_i = Fracción molar del componente i

P_{c_i} = Presión crítica del componente i (Pa)

T_{c_i} = Temperatura crítica del componente i (K)

V_{c_i} = Volumen crítico del componente i ($\text{m}^3 \text{ kmol}^{-1}$)

Z_{c_i} = Factor de compresibilidad crítico del componente i. (MARTÍNEZ & BENÍTEZ, 2008).

3.1.2.1 *Cálculo de la viscosidad condiciones ambientales de la mezcla.* La aplicación de la teoría cinética de los gases ideales conduce a la Ecuación de Wilke, la cual es recomendada por varios autores para la estimación de la viscosidad de mezclas de gases a bajas presiones. (AGUILERA, GONZÁLEZ, & MATAMOROS, 2000).

$$\mu_m = \sum_{i=1}^n \frac{y_i \mu_i}{\sum_{j=1}^n y_j \phi_{ij}} \quad (36)$$

$$\phi_{ij} = \frac{1}{\sqrt{8}} \left(1 + \frac{M_i}{M_j}\right)^{-1/2} \left[1 + \left(\frac{\mu_i}{\mu_j}\right)^{1/2} \left(\frac{M_j}{M_i}\right)^{1/4}\right]^2 \quad (37)$$

Donde:

n: Número de componentes en la mezcla.

y_i y y_j = Fracciones molares de los componentes i y j respectivamente.

μ_i y μ_j = Viscosidades moleculares de los componentes i y j

M_i y M_j =Masas molares de los componentes i y j

Tabla 14. Resumen de peso molecular y viscosidad

Fracción molar		Gas	M (g/mol)	Viscosidad (uP) a 1 atm y 0°C
0,4503	1	H ₂	2,02	86,5
0,3057	2	CH ₄	16,04	102,7
0,0119	3	CO	28,01	166,2
0,202	4	CO ₂	44,01	137,2
0,0012	5	H ₂ S	34,08	117,9
0,0004	6	HCl	36,46	132
0,0284	7	N ₂	28,01	165,7
0,0001	8	NH ₃	17,03	98

Fuente: Autor.

Tabla 15. Iteración para cálculo de viscosidad

Gases	i	j	M _i /M _j	μ _i /μ _j	θ _{ij}	Σxi*θ _{ij}
H ₂	1	1	1,0000	1,0000	1,000	0,85164298
		2	0,1257	0,8423	0,797	
		3	0,0720	0,5205	0,644	
		4	0,0458	0,6305	0,646	
		5	0,0592	0,7337	0,695	
		6	0,0553	0,6553	0,667	
		7	0,0720	0,5220	0,645	
		8	0,1184	0,8827	0,804	
CH ₄	2	1	7,9578	1,1873	0,946	0,93300392
		2	1,0000	1,0000	1,000	
		3	0,5728	0,6179	0,799	
		4	0,3645	0,7485	0,846	
		5	0,4707	0,8711	0,917	
		6	0,4400	0,7780	0,870	
		7	0,0720	0,6198	0,677	
		8	0,9420	1,0480	1,023	
CO	3	1	13,8938	1,9214	1,238	1,21484168
		2	1,7459	1,6183	1,294	
		3	1,0000	1,0000	1,000	
		4	0,6364	1,2114	1,087	
		5	0,8219	1,4097	1,189	
		6	0,7682	1,2591	1,118	
		7	0,9999	1,0030	1,002	
		8	1,6447	1,6959	1,331	
CO ₂	4	1	21,8304	1,5861	1,025	1,04733841

Tabla 15. (Continuación)

		2	2,7433	1,3359	1,131	
		3	1,5712	0,8255	0,897	
		4	1,0000	1,0000	1,000	
		5	1,2914	1,1637	1,080	
		6	1,2070	1,0394	1,018	
		7	1,5710	0,8280	0,899	
		8	2,5843	1,4000	1,167	
H ₂ S	5	1	16,9048	1,3630	0,947	0,97137489
		2	2,1243	1,1480	1,052	
		3	1,2167	0,7094	0,843	
		4	0,7744	0,8593	0,928	
		5	1,0000	1,0000	1,000	
		6	0,9347	0,8932	0,946	
		7	1,2166	0,7115	0,845	
		8	2,0012	1,2031	1,084	
HCl	6	1	18,0858	1,5260	1,018	1,03596802
		2	2,2727	1,2853	1,118	
		3	1,3017	0,7942	0,888	
		4	0,8285	0,9621	0,980	
		5	1,0699	1,1196	1,059	
		6	1,0000	1,0000	1,000	
		7	1,3016	0,7966	0,889	
		8	2,1410	1,3469	1,153	
N ₂	7	1	13,8955	1,9156	1,235	1,21251573
		2	1,7461	1,6134	1,291	
		3	1,0001	0,9970	0,998	
		4	0,6365	1,2077	1,085	
		5	0,8220	1,4054	1,187	
		6	0,7683	1,2553	1,116	
		7	1,0000	1,0000	1,000	
		8	1,6449	1,6908	1,329	
NH ₃	8	1	8,4474	1,1329	0,911	0,91052193
		2	1,0615	0,9542	0,977	
		3	0,6080	0,5897	0,785	
		4	0,3870	0,7143	0,834	
		5	0,4997	0,8312	0,901	
		6	0,4671	0,7424	0,856	
		7	0,6079	0,5914	0,786	
		8	1,0000	1,0000	1,000	

Fuente: Autor.

Finalmente se obtuvo la viscosidad, a una atmósfera y 298 °K, con un valor de:

$$\mu_m = 111,564262 \mu P = 111,564262 \times 10^{-7} Pa \cdot s$$

Seguendo con el cálculo de la viscosidad a altas presiones, calcularemos ε_m :

Tabla 16. Resumen de cálculos

Gas	Fración molar	Tc (°K)	Pc (atm)	M (kg/kmol)	Pc (Pa)	Vc cm ³ /mol	Vc m ³ /kmol
H ₂	0,4503	33,0	12,81	2,02	1298003,65	65,0	0,065
CH ₄	0,3057	190,3	45,359	16,04	4596000,68	99,0	0,099
CO	0,0119	132,7	34,529	28,01	3498650,93	93,0	0,093
CO ₂	0,202	304,0	73,860	44,01	7483823,97	94,0	0,094
H ₂ S	0,0012	373,0	88,201	34,08	8936966,33	84,6	0,08463
HCl	0,0004	324,4	81,500	36,46	8257987,5	87,0	0,087
N ₂	0,0284	126,0	33,554	28,01	3399899,58	90,0	0,09
NH ₃	0,0001	405,4	111,325	17,03	11280005,6	72,5	0,0725

Fuente: Autor.

$$\varepsilon_m = 2173,4241 \frac{T_{cm}^{1/6}}{M_{cm}^{1/2} P_{cm}^{2/3}}$$

$$T_{cm} = \sum_{i=1}^n y_i * T_{ci}$$

$$P_{cm} = \sum_{i=1}^n y_i * P_{ci}$$

$$M_{cm} = \sum_{i=1}^n y_i * M_{ci}$$

Se calcula:

$$\rho_{r_m} = \frac{\rho_m}{\rho_{c_m}}$$

$$\rho_{c_m} = \frac{1}{V_{c_m}}$$

$$V_{c_m} = \sum_{i=1}^n y_i * V_{ci}$$

$$\rho_{c_m} = 12,14652$$

$$V_{c_m} = 0,0823281$$

$$\rho_m = 3,3360776$$

$$\rho_{r_m} = 0,274653$$

Finalmente se calcula la viscosidad de la mezcla a 100 bar y 298°K

$$(\mu_m - \mu_m^0)\varepsilon_m = 1,08 \cdot 10^{-7} \left[e^{1,439\rho_{r_m}} - e^{1,111\rho_{r_m}^{1,858}} \right]$$

$$\mu_m = 119,37401488 \times 10^{-7} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

3.1.3 *Cálculo del peso molecular de la mezcla.* Para este procedimiento se tiene que saber el peso molecular de cada compuesto, se utilizó un programa online para facilitar el procedimiento.

Figura 24. Tabla periódica (peso molecular)

Tabla Periódica de los elementos																			
		Número de átomos						Masa molecular (uma)											
H																			
Li	Be													B	C	N	O	F	Ne
Na	Mg													Al	Si	P	S	Cl	Ar
K	Ca	Sc	Ti	V	Cr	Mn	Fe	Co	Ni	Cu	Zn	Ga	Ge	As	Se	Br	Kr		
Rb	Sr	Y	Zr	Nb	Mo	Tc	Ru	Rh	Pd	Ag	Cd	In	Sn	Sb	Te	I	Xe		
Cs	Ba	La	Hf	Ta	W	Re	Os	Ir	Pt	Au	Hg	Tl	Pb	Bi	Po	At	Rn		
Fr	Ra	Ac	Rf	Db	Sg	Bh	Hs	Mt											
		Ce	Pr	Nd	Pm	Sm	Eu	Gd	Tb	Dy	Ho	Er	Tm	Yb	Lu				
Th	Pa	U	Np	Pu	Am	Cm	Bk	Cf	Es	Fm	Md	No	Lr						

Fuente: http://www.quimicaweb.net/calculadoramm/calculadora_mm.html

Se procede a calcular el peso molecular de la mezcla.

Tabla 17. Resumen de fracciones molares

Gas	Masa Molecular (uma)	Fracción molar
H ₂	2,01588	0,4503
CH ₄	16,04276	0,3057
CO	28,0104	0,0119
CO ₂	44,098	0,202
H ₂ S	34,082	0,0012
HCl	36,46	0,0004
N ₂	28	0,0284
NH ₃	17,028	0,0001

Fuente: Autor.

$$WM = (0.4503 * 2,01588 + 0.3057 * 16,04276 + 0.0119 * 28,0104 + 0.2018 * 44,098 + 0.0012 * 34,082 + 0.0004 * 36,46 + 0.0284 * 28 + 0.0001 * 17,028)$$

$$WM = 15,905 \text{ uma}$$

3.1.4 Gravedad específica

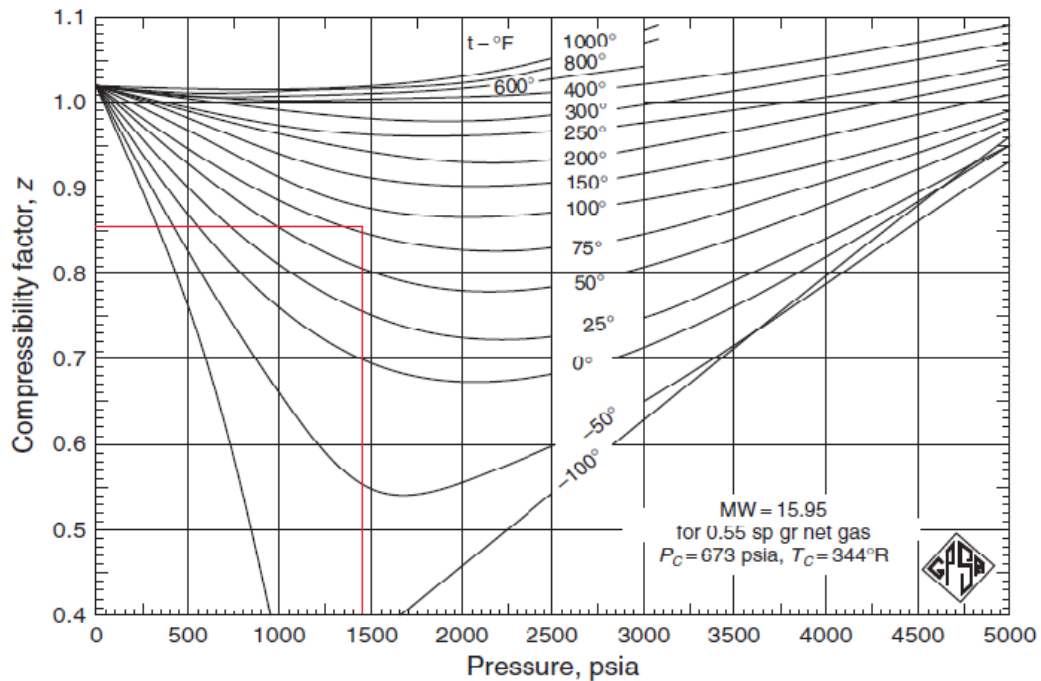
$$S = \frac{(WM)g}{29} \tag{38}$$

$$S = \frac{15,905}{29}$$

$$S = 0,55$$

3.1.5 Factor de compresibilidad

Figura 25. Factor de compresibilidad



Fuente: STEWART, M. 2008. Gas-liquid and liquid-liquid separators, p. 170.

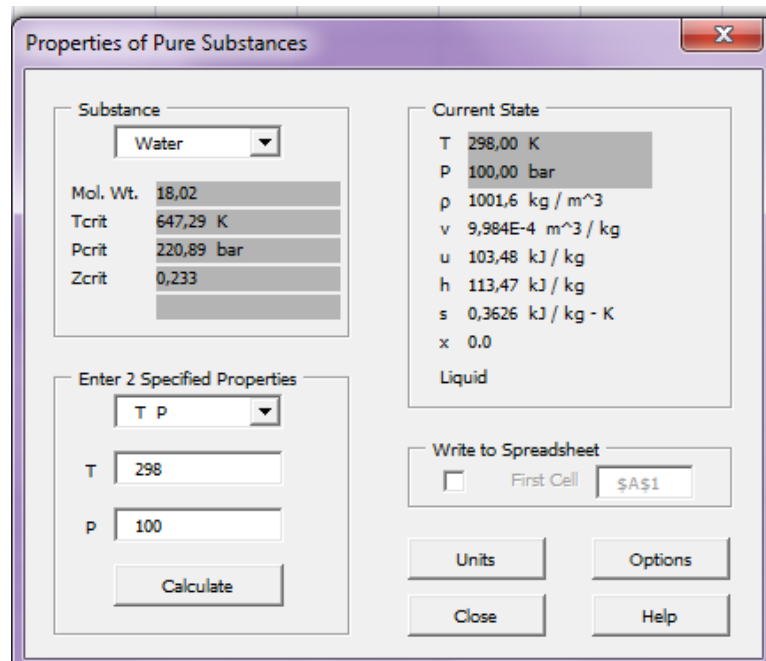
$$Z = 0,855$$

La teoría cinética molecular de los líquidos está mucho menos desarrollada que la de los gases, es por eso que el conocimiento que se tiene referente a las propiedades de transporte es fundamentalmente empírico.

3.2 Determinación de las propiedades del líquido

3.2.1 Cálculo de su densidad. La densidad del agua a la presión y temperatura determinadas anteriormente es: $1001,6 \text{ kg/cm}^3$, como se consideró al agua un fluido incompresible, no tiene una influencia considerable en su densidad. Se comprobó con la ayuda del software TPX 1.0 beta 2.

Figura 26. Propiedades del agua



Fuente: TPX 1.0 beta 2, software.

Además de darnos las propiedades del líquido a esta presión y temperatura se observa que en estas condiciones todo el vapor obtenido en el reactor esta en forma de líquido y la calidad es de 0%, o sea todo esta condensado.

3.2.2 Cálculo de su viscosidad. “Las viscosidades de la mayoría de los líquidos no son afectadas por presiones moderadas pero se han encontrado grandes incrementos a presiones sumamente elevadas. Por ejemplo la viscosidad del agua a 10.000 atm es el doble que a 1 atm. Compuestos de mayor complejidad muestran un aumento en la viscosidad de varios órdenes de magnitud sobre el mismo intervalo de temperatura.”

Teniendo en cuenta esta información y con la presión de 100 bar, se concluye que la viscosidad no se verá afectada por la presión, por lo tanto la viscosidad del agua a esta temperatura será (AGUILERA, GONZÁLEZ, & MATAMOROS, 2000):

Tabla 18. Valor de la viscosidad del agua ($\mu\text{Pa}\cdot\text{s}$)

P (MPa)	Temperature ($^{\circ}\text{C}$)										
	0	25	50	75	100	150	200	250	300	350	375
0.1	1792	890.1	546.8	377.7	12.27	14.18	16.18	18.22	20.29	22.37	23.41
0.5	1791	890.0	546.9	377.8	281.8	182.5	16.05	18.14	20.24	22.34	23.39
1	1789	889.9	547.0	378.0	282.0	182.6	15.89	18.05	20.18	22.31	23.37
2.5	1786	889.5	547.3	378.4	282.4	183.0	134.6	17.76	20.02	22.23	23.31
5	1780	889.0	547.7	379.0	283.1	183.6	135.2	106.4	19.80	22.13	23.26
7.5	1774	888.5	548.2	379.7	283.7	184.2	135.8	107.1	19.66	22.09	23.26
10	1768	888.0	548.6	380.3	284.4	184.9	136.4	107.8	86.46	22.15	23.33
12.5	1762	887.6	549.1	381.0	285.1	185.5	137.0	108.4	87.42	22.37	23.51
15	1757	887.1	549.6	381.6	285.7	186.1	137.6	109.1	88.33	22.94	23.86
17.5	1752	886.8	550.1	382.3	286.4	186.7	138.2	109.8	89.21	66.99	24.51
20	1747	886.4	550.6	382.9	287.1	187.3	138.8	110.4	90.05	69.31	25.92
22.5	1742	886.1	551.1	383.6	287.7	187.9	139.4	111.0	90.86	71.17	47.79
25	1737	885.8	551.6	384.3	288.4	188.6	140.0	111.6	91.65	72.76	58.25
27.5	1732	885.5	552.1	384.9	289.1	189.2	140.6	112.2	92.41	74.18	61.97
30	1728	885.3	552.6	385.6	289.7	189.8	141.1	112.9	93.15	75.46	64.56
35	1719	884.9	553.7	386.9	291.1	191.0	142.3	114.0	94.58	77.74	68.36
40	1711	884.7	554.8	388.3	292.4	192.2	143.4	115.2	95.93	79.75	71.28
45	1704	884.5	556.0	389.7	293.7	193.4	144.5	116.3	97.23	81.56	73.71
50	1697	884.5	557.2	391.0	295.1	194.6	145.6	117.4	98.48	83.23	75.83
55	1690	884.6	558.4	392.4	296.4	195.7	146.7	118.5	99.69	84.78	77.73
60	1684	884.7	559.6	393.8	297.7	196.9	147.8	119.6	100.9	86.24	79.46
65	1679	885.0	560.9	395.2	299.1	198.1	148.8	120.6	102.0	87.62	81.06
70	1673	885.4	562.2	396.6	300.4	199.2	149.9	121.6	103.1	88.93	82.56
75	1669	885.9	563.5	398.0	301.7	200.4	150.9	122.7	104.1	90.17	83.97
80	1665	886.4	564.9	399.4	303.1	201.5	151.9	123.6	105.2	91.37	85.30

Fuente: AGUILERA, M. 2000. Estimación de propiedades de transporte: viscosidad, p. 90.

3.2.3 Cálculo de la densidad de la mezcla gas-líquido

$$\rho_m = \left[\frac{w_G + w_O}{Q_G + Q_O} \right] \quad (39)$$

DONDE:

w_G = Flujo másico de gas (lb/s)

w_O = flujo másico de líquido (lb/s)

Q_G = caudal de gas (pie^3/s)

Q_O =Caudal de líquido (pie^3/s) (DÍAZ, PAGUAY, & TOMALÁ, 2011)

$$\rho_m = \left[\frac{0,1022 + 0,0203}{0,00624 + 0,00164} \right]$$

$$\rho_m = 15,546 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

CAPITULO IV

4. DISEÑO DEL SEPARADOR

Es recomendable que el separador se diseñe y construya de la forma más simple posible, para facilitar su limpieza y mantenimiento.

Para facilitar el diseño del separador se dividirá en dos partes, así:

- a) Diseño por procesos.
- b) Diseño mecánico.

De acuerdo al capítulo anterior es necesario definir el tipo de separador a diseñar, como primer paso, para este primer paso se definirá los datos de entrada del separador.

Los parámetros de entrada para el diseño se basan en datos experimentales obtenidos en una planta piloto, se ha considerado estos valores porque no se cuenta con tecnología en el país para determinar valores propios, sin embargo las dimensiones del separador son específicas para la planta piloto.

Cabe aclarar a en este punto, que el diseño está orientado a la implantación de una planta piloto en la ESPOCH, en el área de energías renovables de la facultad de ciencias.

Los parámetros de diseño en esta planta se fijarán en base a recomendaciones y publicaciones internacionales, como por ejemplo publicaciones de VERENA, que se mencionó en el capítulo II.

4.1 Parámetros de entrada

4.1.1 Presión. Después de pasar por reductores de presión, pues a la salida del reactor se tiene una presión de 24 MPa, para el separador se trabaja con una presión de 10 Mpa (100 bar = 1450,37 psi), sin variar notablemente la composición del flujo a separar y facilitando el diseño mecánico del separador, pues la norma ASME Sección VII, DIV 1, no cubre a presiones elevadas.

Para seguir la secuencia de calculo que normalmente se sigue, la presión debe estar en lpca, para lo cual utilizamos el factor de conversión: 1atm=14,7lpc, por lo tanto 10Mpa = 100bar = 1451,7642 lpca.

4.1.2 Temperatura de separación. La mezcla líquido-gas, pasa previamente antes de llegar al separador a través de dos intercambiadores de calor, el primero está diseñado para retirar calor de la mezcla con el fin de obtener eficiencia energética, se tiene una variación de temperatura de aproximadamente 500°C ($\Delta T=500^\circ\text{C}$), posteriormente, pasa por un cooler, el cual retira un poco más de calor, que no se utiliza en otro proceso. Esta variación de temperatura es de 75°C ($\Delta T=75^\circ\text{C}$), razón por la cual la temperatura de operación de este separador será de 25°C (76,73°F).

4.1.3 Caudal. El caudal para el cual se pretende diseñar la planta piloto es de 200 [Kg/h], al ser una planta piloto se obtendrá varios resultados después de una serie de iteraciones.

4.1.4 Propiedades del gas. Fueron determinadas en el capítulo anterior.

4.1.5 Composición del flujo

Tabla 19. Parámetros de entrada

	Valor	Unidades	Valor	Unidades
Flujo másico total	200	kg/h	441	lb/h
Flujo másico de agua	166,92	kg/h	368,06	lb/h
Flujo másico de gas	33,08	kg/h	72,94	lb/h
Caudal de gas	8,668E-05	m ³ /s	0,00026448	MMSCFD
Caudal de líquido	2,315E-05	m ³ /s	12,5786172	BPD
Presión de operación	100	bar	1435,67738	psig
Temperatura de operación	298	°K	76,73	°F
Densidad del gas fluente, dg	53,0044452	kg/m ³	3,31206885	lbs/ft ³
Densidad del líquido, dl	997	kg/m ³	62,5866028	lbs/ft ³

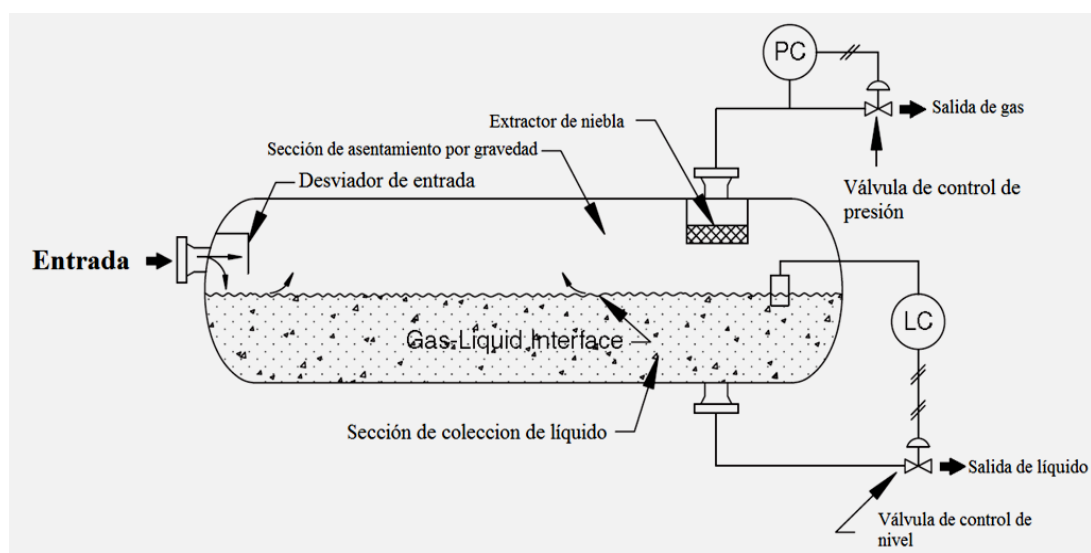
Fuente: Autor.

4.2 Definición del tipo de separador

Siguiendo las recomendaciones en la Tabla 6 y la Tabla 7 del capítulo II, en las que se recomienda para un flujo de líquido grande y tomando en cuenta la información con la que se cuenta, se decide que el separador sea un separador HORIZONTAL.

Además en la bibliografía encontrada, siempre se menciona un uso más adecuado para una relación de gas-líquido pequeña uso de separadores horizontales.

Figura 27. Esquema de un separador horizontal



Fuente: STEWART, M. 2008. Gas-liquid and liquid-liquid separators, p. 70.

4.3 Diseño por procesos

Tabla 20. Resultados, método de Couldson y Richardson

CAUDAL TOTAL (Kg/h)	DIÁMETRO (m)	LONGUITUD DEL RECIPIENTE (m)	TIEMPO DE RETENCIÓN (s)
100	0,02231	0,11155	0,937
200	0,03155	0,15775	1,326
300	0,03864	0,1932	1,624
400	0,04462	0,2231	1,875
500	0,04989	0,24945	2,097
600	0,05465	0,27325	2,297
700	0,05903	0,29515	2,481
800	0,0631	0,3155	2,652
900	0,06693	0,33465	2,813
1000	0,07055	0,35275	2,975
2000	0,09974	0,4987	4,194
3000	0,1222	0,611	5,136
4000	0,1411	0,7055	5,931
5000	0,1578	0,789	6,631
6000	0,1728	0,864	7,263
7000	0,1867	0,9335	7,845
8000	0,1995	0,9975	8,387
9000	0,2126	1,063	8,896
10000	0,2231	1,1155	9,377
20000	0,3155	1,5775	13,26
30000	0,3864	1,932	16,241
40000	0,4462	2,231	18,754

50000	0,4989	2,4945	20,967
60000	0,5464	2,732	22,969
70000	0,5903	2,9515	24,809
80000	0,631	3,155	26,522
90000	0,6693	3,3465	28,131
100000	0,7055	3,5275	29,653

Fuente: Autor.

Tabla 21. Resultados, diseño de acuerdo a la norma 12J API

CAUDAL (kg/h)	DIÁMETRO (m)	LONGITUD (m)	TIEMPO DE RETENCIÓN (min)	CAPACIDAD DEL LÍQUIDO DEL SEAPRADOR(BPD)
100	0,0138	3,048780488	5	0,566
200	0,0196	3,048780488	5	1,132
300	0,024	3,048780488	5	1,699
400	0,0277	3,048780488	5	2,265
500	0,031	3,048780488	5	2,832
600	0,034	3,048780488	5	3,4
700	0,0367	3,048780488	5	3,965
800	0,0392	3,048780488	5	4,531
900	0,0416	3,048780488	5	5,1
1000	0,0439	3,048780488	5	5,66
2000	0,062	3,048780488	5	11,329
3000	0,0759	3,048780488	5	16,99
4000	0,0877	3,048780488	5	22,66
5000	0,098	3,048780488	5	28,32
6000	0,107	3,048780488	5	33,99
7000	0,116	3,048780488	5	39,65
8000	0,124	3,048780488	5	45,32
9000	0,132	3,048780488	5	50,98
10000	0,139	3,048780488	5	56,65
20000	0,196	3,048780488	5	113,298
30000	0,24	3,048780488	5	169,95
40000	0,277	3,048780488	5	226,596
50000	0,31	3,048780488	5	283,245
60000	0,34	3,048780488	5	339,895
70000	0,367	3,048780488	5	396,544
80000	0,392	3,048780488	5	453,193
90000	0,416	3,048780488	5	509,842
100000	0,439	3,048780488	5	566,491

Fuente: Autor.

Tabla 22. Resultados, diseño conceptual de separadores Marcías J. Martínez

CAUDAL TOTAL (Kg/h)	DIÁMETRO (m)	LONGUITUD DEL RECIPIENTE (m)	TIEMPO DE RETENCIÓN (min)	TIEMPO DE RETENCIÓN (s)
100	0,0196	0,098	0,0106	0,636
200	0,0277	0,1385	0,015	0,9
300	0,034	0,17	0,0184	1,104
400	0,0392	0,196	0,0213	1,278
500	0,0439	0,2195	0,0238	1,428
600	0,048	0,24	0,026	1,56
700	0,0519	0,2595	0,0281	1,686
800	0,0555	0,2775	0,03	1,8
900	0,0588	0,294	0,0319	1,914
1000	0,062	0,31	0,0336	2,016
2000	0,0877	0,4385	0,0475	2,85
3000	0,107	0,535	0,0582	3,492
4000	0,124	0,62	0,067	4,02
5000	0,139	0,695	0,075	4,5
6000	0,152	0,76	0,082	4,92
7000	0,164	0,82	0,089	5,34
8000	0,175	0,875	0,095	5,7
9000	0,186	0,93	0,1	6
10000	0,196	0,98	0,106	6,36

Fuente: Autor.

Estos dos últimos métodos de diseño están relacionados íntimamente, pues los dos se refieren a diseño de separadores referentes a la industria petrolera.

En base a los resultados obtenidos, se puede concluir que el diseño no se apega a estas consideraciones, y más bien se puede tomar recomendaciones y datos de ambos diseños y ajustarlos a las necesidades requeridas.

Por este motivo el diseño para el cual se validarán las dimensiones se presenta a continuación, y con estas dimensiones se modelará.

No obstante, no podemos dejar de lado los resultados obtenidos, si fuese el caso, y se requiera cambiar el flujo o cualquier otro parámetro, bastará con seleccionar un diseño de la tabla de resultados y modificar las dimensiones del separador, cambiando también su presentación en los planos.

Para el dimensionamiento del separador, tomaremos las siguientes consideraciones.

- a) El tiempo de retención será de 5 min (consideración tomada de la norma 12J API, como tiempo mínimo para fluidos con grados API bajos) (Anexo B)
- b) El tipo de separador será mantiene en un tipo horizontal, pues es el más adecuado para manejar mezclas en las que la mayor cantidad del flujo es liquido (relación gas/liquido baja).
- c) El nivel del líquido dentro del separador no superará el 50 % del diámetro ($h_v=0,5$). Esto se verá reflejado en el sistema automático de control de nivel.
- d) El valor de K (constante de Sourders y Brown); 0,45 según norma API 12J

4.3.1 *Diseño según Maurice Stewart.* Cálculo de fuerza de arrastre.

$$F_D = C_D A_d \rho \left(\frac{V^2}{2g} \right)$$

Donde:

F_D = fuerza de arrastre, lb_f (N)

C_D = coeficiente de arrastre

A_d = área de la sección transversal de las gotas, ft^2 (m^2)

ρ = Densidad de la fase continua, lb/ft^3 (kg/m^3)

V = velocidad de sedimentación terminal de las gotas, ft/s (m/s)

g = constante gravitacional, $32,2 lb_m ft/lb_f s^2$ (m/s^2)

Para encontrar la fuerza de arrastre se inicia el proceso de iteración de los cálculos. Este proceso mencionado, ayudará a tener una exactitud mayor a los métodos anteriores pues al tratarse de un proceso iterativo, los valores iniciales no son asumidos y los resultados estarán basados en valores reales, que tal vez necesiten un reajuste posterior pero el dimensionamiento básico será el más adecuado. Es necesario mencionar que el proceso de iteración se lo realiza para el valor del coeficiente de arrastre y con el valor más adecuado se calcula la fuerza de arrastre representada en la fórmula anterior como C_D , valor que se necesita para empezar con el dimensionamiento.

DATOS:

- a) Flujo másico: 100 kg/h
- b) Caudal de gas: 0,00027 MMscfd con gravedad específica de 0,55
- c) Caudal de líquido: 12,64 BOPD con > 35° API (AGUA)
- d) Presión de operación: 1450,37 psi
- e) Temperatura de operación: 77°F (536,67 °R)
- f) Tamaño de eliminación de gotas: 140um
- g) Tiempo de retención: 5 min
- h) Viscosidad del gas: 0,0111564 cP

CÁLCULO DEL VALOR DE C_D

Asumimos un valor de $C_D = 0,34$

$$V_t = 0,0119 [((62,3 - 3,24)/3,24) 140/0,34]^{1/2}$$

$$V_t = 1,031 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(1,031)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 205,4$$

$$C_D = \frac{24}{205,4} + \frac{3}{(205,4)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,666$$

Iteración #1

$C_D = 0,666$

$$V_t = 0,0119 [((62,3 - 3,24)/3,24) 140/0,666]^{1/2}$$

$$V_t = 0,737 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(0,737)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 146,755$$

$$C_D = \frac{24}{146,7} + \frac{3}{(146,7)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,751$$

Iteración # 2

$$C_D = 0,751$$

$$V_t = 0,0119 \left[\frac{(62,3 - 3,24)}{3,24} \cdot 140 / 0,751 \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$V_t = 0,694 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(0,694)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 138,262$$

$$C_D = \frac{24}{138,262} + \frac{3}{(138,262)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,769$$

Iteración # 3

$$C_D = 0,769$$

$$V_t = 0,0119 \left[\frac{(62,3 - 3,24)}{3,24} \cdot 140 / 0,769 \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$V_t = 0,6855 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(0,685)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 136,574$$

$$C_D = \frac{24}{136,574} + \frac{3}{(136,574)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,772$$

Iteración # 4

$$C_D = 0,772$$

$$V_t = 0,0119 \left[\frac{(62,3 - 3,24)}{3,24} \cdot 140 / 0,772 \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$V_t = 0,684 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(0,684)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 136,31$$

$$C_D = \frac{24}{136,31} + \frac{3}{(136,31)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,773 \text{ OK}$$

CAPACIDAD DE RESTRICCIÓN DE GAS

$$dL_{eff} = 420 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2}$$

$$dL_{eff} = 420 \left[\frac{(536,67)(0,85)(0,00027)}{1450,37} \right] \left[\left(\frac{3,24}{62,3 - 3,24} \right) \frac{0,773}{140} \right]^{1/2}$$

$$dL_{eff} = 0,0006207$$

RESTRICCIÓN DE CAPACIDAD LÍQUIDO

$$d^2 L_{eff} = \frac{t_r Q_l}{0,7}$$

Tabla 23. Resultados, con un flujo másico de 100kg/h

d(in)	Gas Leff(ft)	Lss (ft)	Liquid Leff(ft)	Lss (ft)	12Lss/d
1	0,0006207	0,083954033	90,28571429	120,3809524	1444,571429
2	0,000931	0,167597667	22,57142857	30,0952381	180,5714286
3	0,000620667	0,250620667	10,03174603	13,37566138	53,5026455
4	0,0004655	0,333798833	5,642857143	7,523809524	22,57142857
5	0,0003724	0,417039067	3,611428571	4,815238095	11,55657143
6	0,000310333	0,500310333	2,507936508	3,343915344	6,687830688
7	0,000266	0,583599333	1,842565598	2,45675413	4,211578509
8	0,00023275	0,666899417	1,410714286	1,880952381	2,821428571
9	0,000206889	0,750206889	1,114638448	1,486184597	1,981579463
10	0,0001862	0,833519533	0,902857143	1,203809524	1,444571429
11	0,000169273	0,916835939	0,746162928	0,994883904	1,085327895
12	0,000155167	1,000155167	0,626984127	0,835978836	0,835978836
13	0,000143231	1,083476564	0,534234996	0,712313328	0,657519995
14	0,000133	1,166799667	0,460641399	0,614188533	0,526447314
15	0,000124133	1,250124133	0,401269841	0,535026455	0,428021164
16	0,000116375	1,333449708	0,352678571	0,470238095	0,352678571
17	0,000109529	1,416776196	0,312407316	0,416543088	0,294030415
18	0,000103444	1,500103444	0,278659612	0,371546149	0,247697433
19	0,000098	1,583431333	0,250098932	0,333465242	0,210609627
20	0,0000931	1,666759767	0,225714286	0,300952381	0,180571429

Fuente: Autor.

DATOS:

- a) Flujo másico: 200 kg/h
- b) Caudal de gas: 0,00054 MMscfd con gravedad específica de 0,55
- c) Caudal de líquido: 25,27 BOPD con > 35° API (AGUA)
- d) Presión de operación: 1450,37 psi
- e) Temperatura de operación: 77°F (536,67 °R)
- f) Tamaño de eliminación de gotas: 140um
- g) Tiempo de retención: 5min
- h) Viscosidad del gas: 0,0111564 cP

CÁLCULO DEL VALOR DE C_D

Asumimos un valor de $C_D = 0,34$

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{62,3 - 3,24}{3,24} \right) \frac{140}{0,34} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$V_t = 1,031 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(1,031)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 205,4$$

$$C_D = \frac{24}{205,4} + \frac{3}{(205,4)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,666$$

Iteración #1

$C_D = 0,666$

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{62,3 - 3,24}{3,24} \right) \frac{140}{0,666} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$V_t = 0,737 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(0,737)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 146,755$$

$$C_D = \frac{24}{146,7} + \frac{3}{(146,7)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,751$$

Iteración # 2

$$C_D = 0,751$$

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{62,3 - 3,24}{3,24} \right) \frac{140}{0,751} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$V_t = 0,694 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(0,694)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 138,262$$

$$C_D = \frac{24}{138,262} + \frac{3}{(138,262)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,769$$

Iteración # 3

$$C_D = 0,769$$

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{62,3 - 3,24}{3,24} \right) \frac{140}{0,769} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$V_t = 0,6855 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(0,685)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 136,574$$

$$C_D = \frac{24}{136,574} + \frac{3}{(136,574)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,772$$

Iteración # 4

$$C_D = 0,772$$

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{62,3 - 3,24}{3,24} \right) \frac{140}{0,772} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$V_t = 0,684 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(0,684)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 136,31$$

$$C_D = \frac{24}{136,31} + \frac{3}{(136,31)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,773 \text{ OK}$$

CAPACIDAD DE RESTRICCIÓN DE GAS

$$dL_{eff} = 420 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2}$$

$$dL_{eff} = 420 \left[\frac{(536,67)(0,85)(0,00054)}{1450,37} \right] \left[\left(\frac{3,24}{62,3 - 3,24} \right) \frac{0,773}{140} \right]^{1/2}$$

$$dL_{eff} = 0,0011785$$

RESTRICCIÓN DE CAPACIDAD LÍQUIDO

$$d^2 L_{eff} = \frac{t_r Q_l}{0,7}$$

Tabla 24. Resultados, con un flujo másico de 200 kg/h

d(in)	Gas Leff(ft)	Lss (ft)	Liquid Leff(ft)	Lss (ft)	12Lss/d
1	0,0006207	0,083954033	180,5	240,6666667	2888
2	0,000931	0,167597667	45,125	60,16666667	361
3	0,000620667	0,250620667	20,05555556	26,74074074	106,962963
4	0,0004655	0,333798833	11,28125	15,04166667	45,125
5	0,0003724	0,417039067	7,22	9,626666667	23,104
6	0,000310333	0,500310333	5,013888889	6,685185185	13,37037037
7	0,000266	0,583599333	3,683673469	4,911564626	8,419825073
8	0,00023275	0,666899417	2,8203125	3,760416667	5,640625
9	0,000206889	0,750206889	2,228395062	2,971193416	3,961591221
10	0,0001862	0,833519533	1,805	2,406666667	2,888
11	0,000169273	0,916835939	1,491735537	1,988980716	2,169797145
12	0,000155167	1,000155167	1,253472222	1,671296296	1,671296296
13	0,000143231	1,083476564	1,068047337	1,424063116	1,3145198
14	0,000133	1,166799667	0,920918367	1,227891156	1,052478134
15	0,000124133	1,250124133	0,802222222	1,06962963	0,855703704
16	0,000116375	1,333449708	0,705078125	0,940104167	0,705078125
17	0,000109529	1,416776196	0,624567474	0,832756632	0,587828211
18	0,000103444	1,500103444	0,557098765	0,742798354	0,495198903
19	0,000098	1,583431333	0,5	0,666666667	0,421052632
20	0,0000931	1,666759767	0,45125	0,601666667	0,361

Fuente: Autor.

DATOS:

- a) Flujo másico: 300 kg/h
- b) Caudal de gas: 0,00081 MMscfd con gravedad específica de 0,55
- c) Caudal de líquido: 37,91 BOPD con > 35° API (AGUA)
- d) Presión de operación: 1450,37 psi
- e) Temperatura de operación: 77°F (536,67 °R)
- f) Tamaño de eliminación de gotas: 140um
- g) Tiempo de retención: 5 min
- h) Viscosidad del gas: 0,0111564 cP

CÁLCULO DEL VALOR DE C_D

Asumimos un valor de $C_D = 0,34$

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{62,3 - 3,24}{3,24} \right) \frac{140}{0,34} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$V_t = 1,031 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(1,031)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 205,4$$

$$C_D = \frac{24}{205,4} + \frac{3}{(205,4)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,666$$

Iteración #1

$C_D = 0,666$

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{62,3 - 3,24}{3,24} \right) \frac{140}{0,666} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$V_t = 0,737 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(0,737)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 146,755$$

$$C_D = \frac{24}{146,7} + \frac{3}{(146,7)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,751$$

Iteración # 2

$$C_D = 0,751$$

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{62,3 - 3,24}{3,24} \right) \frac{140}{0,751} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$V_t = 0,694 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(0,694)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 138,262$$

$$C_D = \frac{24}{138,262} + \frac{3}{(138,262)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,769$$

Iteración # 3

$$C_D = 0,769$$

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{62,3 - 3,24}{3,24} \right) \frac{140}{0,769} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$V_t = 0,6855 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(0,685)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 136,574$$

$$C_D = \frac{24}{136,574} + \frac{3}{(136,574)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,772$$

Iteración # 4

$$C_D = 0,772$$

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{62,3 - 3,24}{3,24} \right) \frac{140}{0,772} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$V_t = 0,684 \frac{ft}{s}$$

$$Re = 0,0049 \left[\frac{(3,24)(140)(0,684)}{0,0111564} \right]$$

$$Re = 136,31$$

$$C_D = \frac{24}{136,31} + \frac{3}{(136,31)^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 0,773 \text{ OK}$$

CAPACIDAD DE RESTRICCIÓN DE GAS

$$dL_{eff} = 420 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2}$$

$$dL_{eff} = 420 \left[\frac{(536,67)(0,85)(0,00081)}{1450,37} \right] \left[\left(\frac{3,24}{62,3 - 3,24} \right) \frac{0,773}{140} \right]^{1/2}$$

$$dL_{eff} = 0,001862$$

RESTRICCIÓN DE CAPACIDAD LÍQUIDO

$$d^2 L_{eff} = \frac{t_r Q_l}{0,7}$$

Tabla 25. Resultados, con un flujo másico de 300 kg/h

d(in)	Gas Leff(ft)	Lss (ft)	Liquid Leff(ft)	Lss (ft)	12Lss/d
1	0,001862	0,085195333	270,7857143	361,047619	4332,571429
2	0,000931	0,167597667	67,69642857	90,26190476	541,5714286
3	0,000620667	0,250620667	30,08730159	40,11640212	160,4656085
4	0,0004655	0,333798833	16,92410714	22,56547619	67,69642857
5	0,0003724	0,417039067	10,83142857	14,44190476	34,66057143
6	0,000310333	0,500310333	7,521825397	10,02910053	20,05820106
7	0,000266	0,583599333	5,526239067	7,368318756	12,63140358
8	0,00023275	0,666899417	4,231026786	5,641369048	8,462053571
9	0,000206889	0,750206889	3,34303351	4,457378013	5,943170684
10	0,0001862	0,833519533	2,707857143	3,61047619	4,332571429
11	0,000169273	0,916835939	2,237898465	2,98386462	3,25512504
12	0,000155167	1,000155167	1,880456349	2,507275132	2,507275132
13	0,000143231	1,083476564	1,602282333	2,136376444	1,972039795
14	0,000133	1,166799667	1,381559767	1,842079689	1,578925448
15	0,000124133	1,250124133	1,203492063	1,604656085	1,283724868
16	0,000116375	1,333449708	1,057756696	1,410342262	1,057756696
17	0,000109529	1,416776196	0,93697479	1,24929972	0,881858626
18	0,000103444	1,500103444	0,835758377	1,114344503	0,742896335
19	0,000098	1,583431333	0,750098932	1,000131909	0,631662258
20	0,0000931	1,666759767	0,676964286	0,902619048	0,541571429

Fuente: Autor.

Se concluye entonces, que después de haber realizado dimensionamientos por medio de los tres métodos, se utilizará el más acorde a las necesidades presentes. Por esta razón se selecciona el separador de 9 pulgadas de diámetro y de longitud de 2,97 pies, para el flujo másico de 200 kg/h. con estos valores se puede seguir dimensionando.

4.4 Diseño mecánico de recipientes a presión

4.4.1 Consideraciones de diseño

- a) Temperatura de diseño: la temperatura a la cual va a trabajar el separador es de 25°C (298°K; 76,73°F)
- b) Presión de diseño: presión de operación, 100 bar = 1450,37 psig. (Anexo C)

Para la presión presente en el trabajo es necesario un 5% más para la presión máxima permitida de trabajo, por lo tanto será:

$$P_{Max} = 1450,37 + 72,52 = 1522,89 \text{ psig}$$

4.4.2 Selección del material. Se utilizará el software CES Edupack 2009, el cual sirve para selección de materiales, en una selección preliminar. Para la selección se tendrá en cuenta parámetros importantes como:

1. Presión de trabajo del separador.
2. Corrosividad de los gases y del líquido.
3. Costo.

Se pondrá el criterio de presión, pues es el parámetro más crítico dentro del diseño, la corrosividad también influenciará, pero la temperatura no es tan importante pues se trabaja a temperatura relativamente baja. Por último se tomará en cuenta el costo, pues al tratarse de una planta piloto, no se puede limitar recursos.

Para tomar en cuenta la presión de trabajo se debe relacionarla con otros parámetros y así determinar un índice de mérito el cual definirá cuales materiales soportaran esta relación.

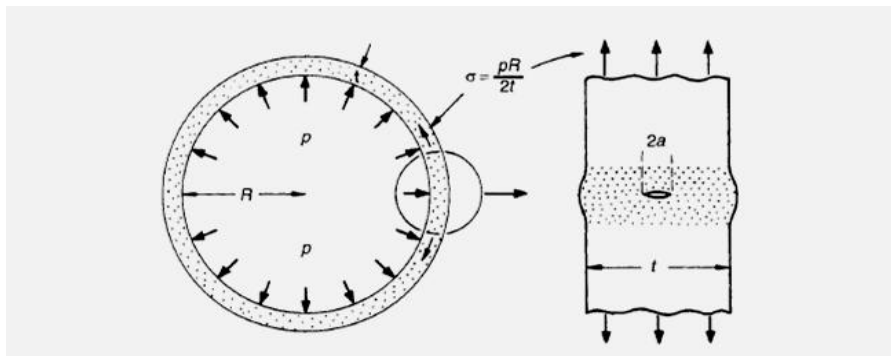
La presión máxima de trabajo es de 100 bar, pero esta resistencia a presión se la relaciona con el espesor del material, e implícitamente con la tenacidad a la fractura,

razón por la cual se realiza un índice de mérito que relacione: Resistencia a la fractura vs Esfuerzo de tracción.

Para la determinación del índice de mérito se debe tomar parámetros de esfuerzos referentes a recipientes a presión. Para lo cual es de suma importancia el espesor del material (t), el radio del recipiente (R) y la presión (p). La fórmula que relaciona esto se define de la siguiente manera:

$$\sigma = \frac{pR}{2t} \quad (40)$$

Figura 28. Requerimientos de seguridad para recipientes a presión



Fuente: ASHBY M, 1999. Material selection in mechanical design, p. 133.

Se determina que la propagación de las fracturas se determina relacionando:

$$\sigma = \frac{C K_{IC}}{\sqrt{\pi a_c}} \quad (41)$$

Donde:

C = es una constante

K_{IC} = Tenacidad a la fractura

Para los recipientes a presión se necesita que una fisura no alcance el valor máximo de límite de fractura. Esto se refleja en la ecuación:

$$\pi a_c \leq C^2 * \left[\frac{K_{IC}}{\sigma_f} \right]^2 \quad (42)$$

La fisura máxima permisible es:

$$M = \frac{K_{IC}}{\sigma_f}$$

$$\sigma = \frac{CK_{IC}}{\sqrt{\pi \frac{t}{2}}}$$

$$t \geq \frac{pR}{2\sigma_f}$$

Sustituyendo $\sigma = \sigma_f$

$$C^2 \frac{\pi p R}{4} = \frac{k_{IC}^2}{\sigma_f}$$

Finalmente.

$$IM = \left[\frac{\sigma_f}{k_{IC}^2} \right] \quad (43)$$

Tabla 26. Materiales para recipientes seguros a presión

Material	$M_1 = \frac{K_{IC}}{\sigma_f} (m^{\frac{1}{2}})$	$M_3 = \sigma_f$ (MPa)	Comentario
Aceros duros	>0.6	300	Estos son los aceros de recipientes a presión estándares en esta aplicación
Aleaciones duras de cobre	>0.6	120	Alta conductividad térmica libre de oxígeno (OFHC) elaborado de cobre
Aleaciones duras de aluminio	>0.6	80	Aleaciones de aluminio de la serie 1000 y 3000
Aleaciones de Ti	0.2	700	Alto rendimiento pero bajo margen de seguridad
Aleaciones de aluminio de alta resistencia	0.1	500	Alto rendimiento pero bajo margen de seguridad
Fibra de vidrio reforzada con polímeros (GFRP), fibra de carbono reforzada con polímeros (CFRP)	0.1	500	Bueno para recipientes a presión pequeños

Fuente: Fuente: ASHBY M, 1999. Material selection in mechanical design, p. 135.

Después de haber determinado el índice de mérito se procede a graficar en el programa CES en los ejes X, Y, las variables tenacidad a la fractura y el esfuerzo. (Anexo D).

Como resultado se obtiene 860 materiales que podrían satisfacer las necesidades del diseño, entre estas las denominadas aleaciones de ingeniería. Materiales para recipientes a presión, acero, aleaciones de cobre y aluminio satisfacen suficientemente el criterio de “ceder antes de la rotura” además, un alto rendimiento de límite de rotura permite un buen trabajo en altas presiones. Los materiales pintados son las mejores opciones.

Ahora que se ha reducido el campo de selección se puede involucrar más factores de selección como la resistencia a la corrosión.

Se compara las dos listas de materiales, con el índice de mérito y con las restricciones de resistencia a la oxidación, y se observa cuales materiales constan en ambas listas y se selecciona uno.

Se podría variar la selección después para mejorar el diseño y para mejorar los costos también.

Como se puede observar en la segunda lista (Anexo E) la mayor parte de materiales se refieren a aceros inoxidable, razón por la cual seleccionaremos uno de estos.

Material seleccionado. Después de observar los materiales obtenidos seleccionamos un Acero inoxidable, austenítico, AISI 304, forjado, HT grado D (Stainless steel, austenitic, AISI 304, wrought, HT grade D). Las propiedades del acero se presentan en el (Anexo F).

Se puede observar en la parte última, incluso recomienda este tipo de materiales para recipientes a presión.

Según la referente a resistencia a la corrosión, la resistencia a hidrógeno gaseoso, que es la sustancia que más presente está en la mezcla de gases, proporciona una buena resistencia química. (Anexo G)

De toda esta selección el dato más relevante es el valor máximo de tensión permitido.

Para esto se acude a la norma ASME sección II, parte D.

En esta norma se determina las propiedades de este material, según su designación UNS S30400, forjado. El valor de esfuerzo máximo permitido es de 20 000 psi. (Anexo H).

4.4.3 *Determinación del espesor del recipiente.* Para determinar este espesor se refiere a la norma ASME sección VIII, división I, UG-27 (Anexo J).

4.4.4 *Definición de la eficiencia de la junta.* Este valor necesario para el cálculo del espesor del recipiente a presión es de 0.85 de acuerdo a los definido en el capítulo II, en el cual se selección una eficiencia de soldadura a tope como se consiguen mediante doble soldadura o por otros medios que obtener la misma calidad de metal de soldadura depositado en el interior y las superficies de soldadura fuera de UW-35. Las soldaduras utilizando tiras de respaldo metálicos que permanecen en el lugar se excluyen. También se toma en cuenta por punto examinado. (Anexo I).

Sin embargo para una mejor selección de criterios se diseñara con las tres eficiencias para comparar los resultados.

Una vez seleccionado este valor procedemos con la secuencia de cálculo.

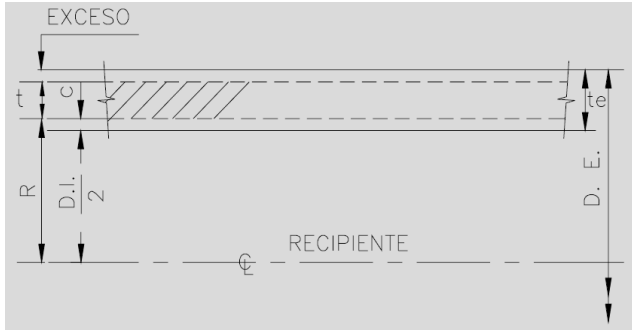
$$t = \frac{Pr}{SE - 0,6P}$$

Con eficiencia de la junta $E = 0,7$

$$t = \frac{1522,89 * 4,5}{20000 * 0,7 - 0,6 * 1522.89}$$

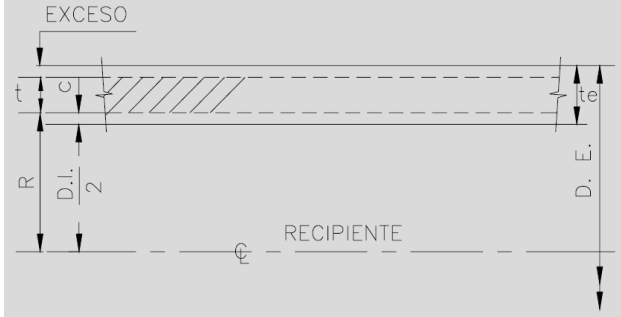
$$t = 0,524 \text{ in} < 1 \text{ (in)}$$

Con eficiencia de la junta $E = 0,7$

MEMORIA DE CÁLCULOS PARA ESPESOR DEL CUERPO CILÍNDRICO CON PRESIÓN INTERNA (DIÁMETRO INTERNO) UG-27		NORMAS		
PROCEDIMIENTOS SECCIÓN DE DISEÑO DE RECIPIENTES		FIGURA Nº 1		
		CON $E = 0,7$		
<p>MATERIAL DEL CUERPO = UNS S30400</p> <p>PRESIÓN DE OPERACIÓN = 1450,37 psig</p> <p>PRESIÓN DE DISEÑO = 1522,89 psig</p> <p>TEMPERATURA DE OPERACIÓN = 76,73 °F</p> <p>TEMPERATURA DE DISEÑO = 76,73 °F</p> <p>ESFUERZO DE TRABAJO (A TEMP DE DISEÑO) = 20.000 psig</p> <p>EFICIENCIA = 0,7</p> <p>DIÁMETRO INTERIOR = 9 plgs</p> <p>CORROSIÓN PERMISIBLE = 0,25 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO REQUERIDO EXCL. CORROSIÓN = 0,524 plgs</p> <p>ESPESOR ESPECIFICADO EN CUERPO = 1 plg</p> <p>$[D.I./2] + C = 4,5 + 0,25 = R = 4,75$ plgs</p> <p>te = 1 plgs</p> <p>D.E. = $D.I. + 2(te) = 11$ plgs</p> <p>EXCESO = $te - (t+c) = 0,226$ plgs</p> <p>CÁLCULO DE LA MÁXIMA PRESIÓN HIDROSTÁTICA CORREGIDA POR TEMPERATURA (P.H.C)</p> <p>PRESIÓN HIDROSTÁTICA = (P.H.C)</p> <p>ESFUERZO A TEMPERATURA ATMOSFÉRICA = (SATM) = 20000 PSI</p> <p>$P.H.C = 1,5 * (SATM/S) * P = 1,5 * (20000/20000) * 1522,89 = 2284,335$</p> <p>P.H.C = 2284,335 PSIG</p>		NOTAS:		
APROBÓ:	CALCULÓ: M/C	PROYECTO: TESIS	PLANTA: ESPOCH	TAG:

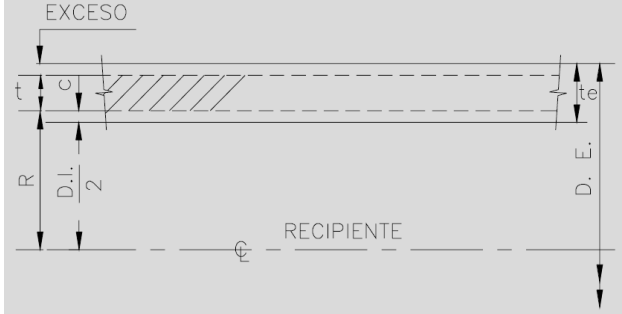
Fuente: Autor.

Con eficiencia de la junta E = 0,85

MEMORIA DE CÁLCULOS PARA ESPESOR DEL CUERPO CILÍNDRICO CON PRESIÓN INTERNA (DIÁMETRO INTERNO) UG-27		NORMAS		
PROCEDIMIENTOS SECCIÓN DE DISEÑO DE RECIPIENTES		FIGURA Nº 2		
		CON E = 0,85		
<p>MATERIAL DEL CUERPO = UNS S30400</p> <p>PRESIÓN DE OPERACIÓN = 1450,37 psig</p> <p>PRESIÓN DE DISEÑO = 1522,89 psig</p> <p>TEMPERATURA DE OPERACIÓN = 76,73 ° F</p> <p>TEMPERATURA DE DISEÑO = 76,73 ° F</p> <p>ESFUERZO DE TRABAJO (A TEMP DE DISEÑO) = 20.000 psig</p> <p>EFICIENCIA = 0,85</p> <p>DIÁMETRO INTERIOR = 9 plgs</p> <p>CORROSIÓN PERMISIBLE = 0,25 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO REQUERIDO EXCL. CORROSIÓN = 0,426 plgs</p> <p>ESPESOR ESPECIFICADO EN CUERPO = 3/4 plg</p> <p>$[D.I./2]+C = 4,5 + 0,25 = R = 4,75$ plgs</p> <p>te = 3/4 plgs</p> <p>D.E. = $D.I.+2(te) = 10,5$ plgs</p> <p>EXCESO = $te - (t+c) = 0,074$ plgs</p> <p>CÁLCULO DE LA MÁXIMA PRESIÓN HIDROSTÁTICA CORREGIDA POR TEMPERATURA (P.H.C)</p> <p>PRESIÓN HIDROSTÁTICA = (P.H.C)</p> <p>ESFUERZO A TEMPERATURA ATMOSFÉRICA = (SATM) = 20000 PSI</p> <p>P.H.C = $1,5 * (SATM/S)*P = 1,5 * (20000/20000) * 1522,89 = 2284,335$</p> <p>P.H.C = 2284,335 PSIG</p>		NOTAS:		
APROBÓ:	CALCULÓ:	PROYECTO:	PLANTA:	TAG:
	M/C	TESIS	ESPOCH	

Fuente: Autor.

Con eficiencia de la junta E = 1

MEMORIA DE CÁLCULOS PARA ESPESOR DEL CUERPO CILÍNDRICO CON PRESIÓN INTERNA (DIÁMETRO INTERNO) UG-27		NORMAS		
PROCEDIMIENTOS SECCIÓN DE DISEÑO DE RECIPIENTES		FIGURA N° 3		
		CON E = 1		
<p>MATERIAL DEL CUERPO = UNS S30400</p> <p>PRESIÓN DE OPERACIÓN = 1450, 37psig</p> <p>PRESIÓN DE DISEÑO = 1522,89 psig</p> <p>TEMPERATURA DE OPERACIÓN = 76,73 ° F</p> <p>TEMPERATURA DE DISEÑO = 76,73 ° F</p> <p>ESFUERZO DE TRABAJO (A TEMP DE DISEÑO) = 20.000 psig</p> <p>EFICIENCIA = 1</p> <p>DIÁMETRO INTERIOR = 9 plgs</p> <p>CORROSIÓN PERMISIBLE = 0,25 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO REQUERIDO EXCL. CORROSIÓN = 0,359 plgs</p> <p>ESPESOR ESPECIFICADO EN CUERPO = 3/4 plg</p> <p>$[D.I./2]+C = 4,5 + 0,25 = R = 4,75 \text{ plgs}$</p> <p>te= 3/4 plgs</p> <p>D.E.= D.I.+2(te) = 10 plgs</p> <p>EXCESO= te - (t+c) = 0,141 plgs</p> <p>CÁLCULO DE LA MÁXIMA PRESIÓN HIDROSTÁTICA CORREGIDA POR TEMPERATURA (P.H.C)</p> <p>PRESIÓN HIDROSTÁTICA = (P.H.C)</p> <p>ESFUERZO A TEMPERATURA ATMOSFÉRICA = (SATM)= 20000 PSI</p> <p>P.H.C= 1,5 * (SATM/S)*P= 1,5 * (20000/20000) * 1522,89= 2284,335</p> <p>P.H.C= 2284,335 PSIG</p>		NOTAS:		
APROBÓ:	CALCULÓ:	PROYECTO:	PLANTA:	TAG:
	M/C	TESIS	ESPOCH	

Fuente: Autor.

Después de presentar los tres casos con eficiencias de juntas diferentes, se acepta como válida la opción de espesor con una eficiencia de 0.85, pues se consideraría la primera opción, con el espesor de 1" no tendríamos que gastar adicionalmente en radiografías, pero el precio sería elevado, no obstante no se puede descartar estos valores pues al final dependerá de otros factores también la selección.

Considerando la opción con una eficiencia de 1, el espesor en cambio es muy delgado y tendríamos que gastar en radiografías o radiografiar 100%.

Por esta razón la opción más acertada es un espesor de $\frac{3}{4}$ de pulgada.

La bibliografía también recomienda usar en la mayoría de casos eficiencias de la junta de 0,85.

4.4.5 Cálculo de las tapas. Previamente, en el capítulo II, se anotó el tipo de tapas que se utilizan en separadores, en base a esto se diseñará dos tipos de tapas, semi-esférica y semi-elíptica, posteriormente seleccionaremos la mejor opción.

4.4.5.1 Tapa semi elíptica

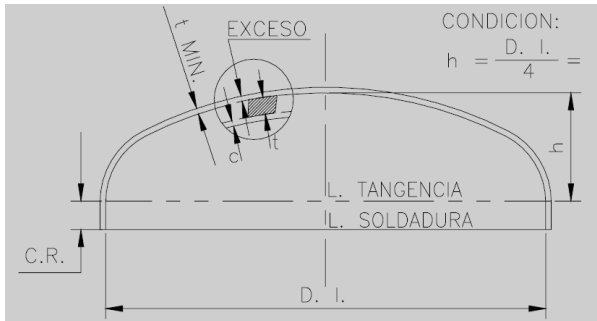
$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P}$$

Con eficiencia de la junta E= 0,7

$$t = \frac{1522,89 * 9}{(2 * 20000 * 1) - 0.2 * 1522,89}$$

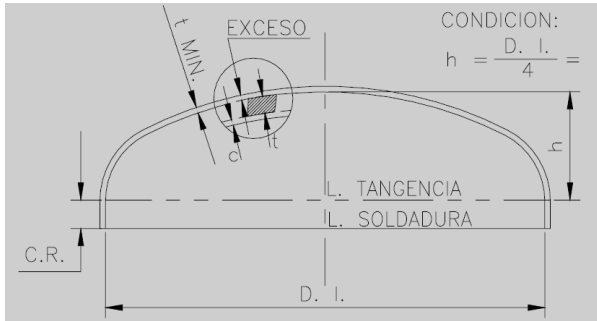
$$t = 0,495 \text{ in} < 0,75 \left(\frac{3}{4} \text{ in}\right)$$

Con eficiencia de la junta E= 0,85

MEMORIA DE CÁLCULOS PARA ESPESOR DE CABEZA SEMIELIPTICA BAJO PRESIÓN INTERNA SOLO CAB. CON REL. 2:1 (UG-32 Y UA-4)		NORMAS		
PROCEDIMIENTOS SECCIÓN DE DISEÑO DE RECIPIENTES		FIGURA Nº 4		
		CON E = 0,7		
<p>MATERIAL DE LA CABEZA = UNS S30400</p> <p>DIÁMETRO INTERIOR DE LA CABEZA = 9 plgs</p> <p>TEMPERATURA DE DISEÑO = 76,73 ° F</p> <p>ESFUERZO DE TRABAJO (A TEMP DE DISEÑO) = 20000 psig</p> <p>PRESIÓN INT DE DISEÑO (P) = 1522,89 psig</p> <p>EFICIENCIA MENOR DE LA CABEZA = 0,7</p> <p>CORROSIÓN PERMISIBLE = 0,25 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO REQUERIDO EXCL. CORROSIÓN = 0,495 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO ESPECIFICADO EN CABEZA = 3/4 plg</p> <p>D.I + 2C = D = 9,5 plgs</p> <p>EXCESO= tmin - (t+c) = 0,05 plgs</p> <p>h= D.I/4 = 2,25 plgs</p> <p>CÁLCULO DE LA MÁXIMA PRESIÓN HIDROSTÁTICA CORREGIDA POR TEMPERATURA (P.H.C)</p> <p>PRESIÓN HIDROSTÁTICA = (P.H.C)</p> <p>ESFUERZO A TEMPERATURA ATMOSFÉRICA = (SATM)= 20000 PSI</p> <p>P.H.C= 1,5 * (SATM/S)*P= 1,5 * (20000/20000) * 1522,89= 2284,335</p> <p>P.H.C= 2284,335 PSIG</p>		NOTAS:		
APROBÓ:	CALCULÓ:	PROYECTO:	PLANTA:	TAG:
	M/C	TESIS	ESPOCH	

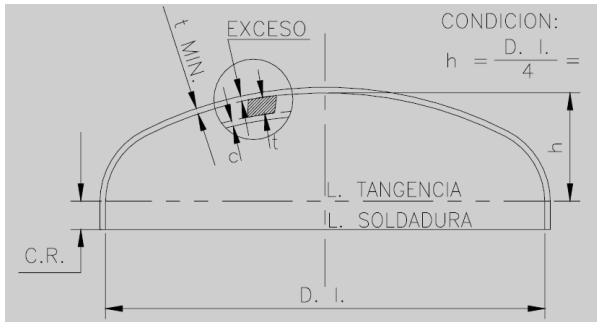
Fuente: Autor.

Con eficiencia de la junta E= 0,85

MEMORIA DE CÁLCULOS PARA ESPESOR DE CABEZA SEMIELIPTICA BAJO PRESIÓN INTERNA SOLO CAB. CON REL. 2:1 (UG-32 Y UA-4)		NORMAS	
PROCEDIMIENTOS SECCIÓN DE DISEÑO DE RECIPIENTES		FIGURA Nº 5	
		CON E = 0,85	
<p>MATERIAL DE LA CABEZA = UNS S30400</p> <p>DIÁMETRO INTERIOR DE LA CABEZA = 9 plgs</p> <p>TEMPERATURA DE DISEÑO = 76,73 ° F</p> <p>ESFUERZO DE TRABAJO (A TEMP DE DISEÑO) = 20000 psig</p> <p>PRESIÓN INT DE DISEÑO (P) = 1522,89 psig</p> <p>EFICIENCIA MENOR DE LA CABEZA = 0,85</p> <p>CORROSIÓN PERMISIBLE = 0,25 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO REQUERIDO EXCL. CORROSIÓN = 0,407 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO ESPECIFICADO EN CABEZA = 3/4 plg</p> <p>D.I + 2C = D = 9,5 plgs</p> <p>EXCESO= t_{min} - (t+c) = 0,093 plgs</p> <p>h= D.I/4 = 2,25plgs</p> <p>CÁLCULO DE LA MÁXIMA PRESIÓN HIDROSTÁTICA CORREGIDA POR TEMPERATURA (P.H.C)</p> <p>PRESIÓN HIDROSTÁTICA = (P.H.C)</p> <p>ESFUERZO A TEMPERATURA ATMOSFÉRICA = (SATM)= 20000 PSI</p> <p>P.H.C= 1,5 * (SATM/S)*P= 1,5 * (20000/20000) * 1522,89= 2284,335</p> <p>P.H.C= 2284,335 PSIG</p>		NOTAS:	
APROBÓ:	CALCULÓ:	PROYECTO:	PLANTA:
	M/C	TESIS	ESPOCH
			TAG:

Fuente: Autor.

Con eficiencia de la junta E=1

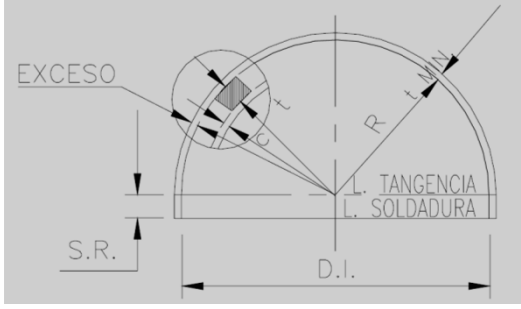
MEMORIA DE CÁLCULOS PARA ESPESOR DE CABEZA SEMIELIPTICA BAJO PRESIÓN INTERNA SOLO CAB. CON REL. 2:1 (UG-32 Y UA-4)		NORMAS		
PROCEDIMIENTOS SECCIÓN DE DISEÑO DE RECIPIENTES		FIGURA Nº 6		
		CON E = 1		
<p>MATERIAL DE LA CABEZA = UNS S30400</p> <p>DIÁMETRO INTERIOR DE LA CABEZA = 9 plgs</p> <p>TEMPERATURA DE DISEÑO = 76,73 ° F</p> <p>ESFUERZO DE TRABAJO (A TEMP DE DISEÑO) = 20000 psig</p> <p>PRESIÓN INT DE DISEÑO (P) = 1522,89 pisp</p> <p>EFICIENCIA MENOR DE LA CABEZA = 1</p> <p>CORROSIÓN PERMISIBLE = 0,25 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO REQUERIDO EXCL. CORROSIÓN = 0,345 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO ESPECIFICADO EN CABEZA = 3/4 plg</p> <p>D.I + 2C = D = 9,5 plgs</p> <p>EXCESO= tmin - (t+c) = 0,155 plgs</p> <p>h= D.I/4 = 2,25 plgs</p> <p>CÁLCULO DE LA MÁXIMA PRESIÓN HIDROSTÁTICA CORREGIDA POR TEMPERATURA (P.H.C)</p> <p>PRESIÓN HIDROSTÁTICA = (P.H.C)</p> <p>ESFUERZO A TEMPERATURA ATMOSFÉRICA = (SATM)= 20000 PSI</p> <p>P.H.C= 1,5 * (SATM/S)*P= 1,5 * (20000/20000) * 1522,89= 2284,335</p> <p>P.H.C= 2284,335 PSIG</p>		NOTAS:		
APROBÓ:	CALCULÓ: M/C	PROYECTO: TESIS	PLANTA: ESPOCH	TAG:

Fuente: Autor.

4.4.5.2 Tapas semiesféricas

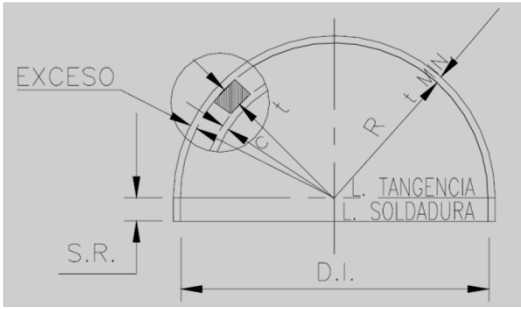
$$t = \frac{PR}{2SE - 0.2P}$$

Con eficiencia de la junta E=0,7

MEMORIA DE CÁLCULOS PARA ESPESOR DE CABEZA SEMIESFÉRICA BAJO PRESIÓN INTERNA SOLO CAB. CON REL. 2:1 (UG-32 Y UA-4)		NORMAS		
PROCEDIMIENTOS SECCIÓN DE DISEÑO DE RECIPIENTES		FIGURA Nº 7		
		CON E = 0,7		
<p>MATERIAL DE LA CABEZA = UNS S30400</p> <p>DIÁMETRO INTERIOR DE LA CABEZA = 9 plgs</p> <p>TEMPERATURA DE DISEÑO = 76,73 ° F</p> <p>ESFUERZO DE TRABAJO (A TEMP DE DISEÑO) = 20000 psig</p> <p>PRESIÓN INT DE DISEÑO (P) = 1522,89 psig</p> <p>RADIO INTERIOR = 4,5 plgs</p> <p>EFICIENCIA MENOR DE LA CABEZA = 0,7</p> <p>CORROSIÓN PERMISIBLE = 0,25 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO REQUERIDO EXCL. CORROSIÓN = 0,247 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO ESPECIFICADO EN CABEZA = 1/2 plg</p> <p>EXCESO= $t_{min} - (t+c) = 0,03\text{plgs}$</p> <p>CÁLCULO DE LA MÁXIMA PRESIÓN HIDROSTÁTICA CORREGIDA POR TEMPERATURA (P.H.C)</p> <p>PRESIÓN HIDROSTÁTICA = (P.H.C)</p> <p>ESFUERZO A TEMPERATURA ATMOSFÉRICA = (SATM)= 20000 PSI</p> <p>P.H.C= $1,5 * (\text{SATM}/S) * P = 1,5 * (20000/20000) * 1522,89 = 2284,335$</p> <p>P.H.C= 2284,335 PSIG</p>		NOTAS:		
APROBÓ:	CALCULÓ:	PROYECTO:	PLANTA:	TAG:
	M/C	TESIS	ESPOCH	

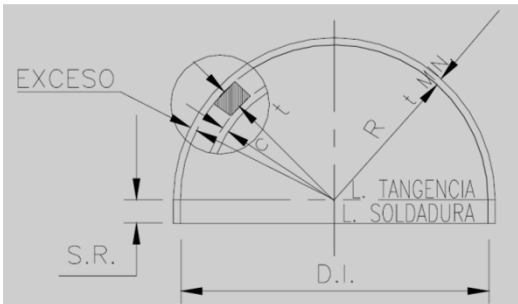
Fuente: Autor.

Con eficiencia de la junta E= 0,85

MEMORIA DE CÁLCULOS PARA ESPESOR DE CABEZA SEMIESFÉRICA BAJO PRESIÓN INTERNA SOLO CAB. CON REL. 2:1 (UG-32 Y UA-4)		NORMAS		
PROCEDIMIENTOS SECCIÓN DE DISEÑO DE RECIPIENTES		FIGURA Nº 8		
		CON E = 0,85		
<p>MATERIAL DE LA CABEZA = UNS S30400</p> <p>DIÁMETRO INTERIOR DE LA CABEZA = 9 plgs</p> <p>TEMPERATURA DE DISEÑO = 76,73 ° F</p> <p>ESFUERZO DE TRABAJO (A TEMP DE DISEÑO) = 20000 psig</p> <p>PRESIÓN INT DE DISEÑO (P) = 1522,89 pisp</p> <p>RADIO INTERIOR = 4,5 plgs</p> <p>EFICIENCIA MENOR DE LA CABEZA = 0,85</p> <p>CORROSIÓN PERMISIBLE = 0,25 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO REQUERIDO EXCL. CORROSIÓN = 0,203 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO ESPECIFICADO EN CABEZA = 1/2 plg</p> <p>EXCESO= $t_{min} - (t+c) = 0,047$ plgs</p> <p>CÁLCULO DE LA MÁXIMA PRESIÓN HIDROSTÁTICA CORREGIDA POR TEMPERATURA (P.H.C)</p> <p>PRESIÓN HIDROSTÁTICA = (P.H.C)</p> <p>ESFUERZO A TEMPERATURA ATMOSFÉRICA = (SATM)= 20000 PSI</p> <p>P.H.C= $1,5 * (SATM/S)*P = 1,5 * (20000/20000) * 1522,89 = 2284,335$</p> <p>P.H.C= 2284,335 PSIG</p>		NOTAS:		
APROBÓ:	CALCULÓ: M/C	PROYECTO: TESIS	PLANTA: ESPOCH	TAG:

Fuente: Autor.

Con eficiencia de la junta E= 1

MEMORIA DE CÁLCULOS PARA ESPESOR DE CABEZA SEMIESFÉRICA BAJO PRESIÓN INTERNA SOLO CAB. CON REL. 2:1 (UG-32 Y UA-4)		NORMAS		
PROCEDIMIENTOS SECCIÓN DE DISEÑO DE RECIPIENTES		FIGURA Nº 9		
		CON E = 1		
<p>MATERIAL DE LA CABEZA = UNS S30400</p> <p>DIÁMETRO INTERIOR DE LA CABEZA = 9 plgs</p> <p>TEMPERATURA DE DISEÑO = 76,73 ° F</p> <p>ESFUERZO DE TRABAJO (A TEMP DE DISEÑO) = 20000 psig</p> <p>PRESIÓN INT DE DISEÑO (P) = 1522,89 psig</p> <p>RADIO INTERIOR = 4,5 plgs</p> <p>EFICIENCIA MENOR DE LA CABEZA = 1</p> <p>CORROSIÓN PERMISIBLE = 0,25 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO REQUERIDO EXCL. CORROSIÓN = 0,173 plgs</p> <p>ESPESOR MÍNIMO ESPECIFICADO EN CABEZA = 1/2 plg</p> <p>EXCESO= $t_{min} - (t+c) = 0,077\text{plgs}$</p> <p>CÁLCULO DE LA MÁXIMA PRESIÓN HIDROSTÁTICA CORREGIDA POR TEMPERATURA (P.H.C)</p> <p>PRESIÓN HIDROSTÁTICA = (P.H.C)</p> <p>ESFUERZO A TEMPERATURA ATMOSFÉRICA = (SATM)= 20000 PSI</p> <p>P.H.C= $1,5 * (SATM/S)*P = 1,5 * (20000/20000) * 1522,89 = 2284,335$</p> <p>P.H.C= 2284,335 PSIG</p>		NOTAS:		
APROBÓ:	CALCULÓ: M/C	PROYECTO: TESIS	PLANTA: ESPOCH	TAG:

Fuente: Autor.

Se concluye después de haber realizado todas las posibles combinaciones de eficiencias de juntas y con los dos tipos de tapas, que el diseño más adecuado de tapa es la tapa SEMIELÍPTICA con una eficiencia de la junta de 0,85. Se considera esta selección pues son las que trabajan con mayores rangos de presión. Un factor más a nuestro favor es que tanto la tapa como el cuerpo del recipiente a presión serán del mismo espesor, facilitando su fabricación.

4.4.6 Boquillas del separador

1. Velocidad de entrada de la mezcla, en pie/s

$$V_{E-M} = \frac{60}{\sqrt{\rho_m}} \quad (44)$$

$$V_{E-M} = \frac{60}{\sqrt{15,546}}$$

$$V_{E-M} = 15,218 \frac{pie}{s}$$

2. Velocidad de salida del gas, en pie/s

$$V_{S-G} = \frac{60}{\sqrt{\rho_G}} \quad (45)$$

$$V_{S-G} = \frac{60}{\sqrt{3,244 \text{ lb}/pie^3}}$$

$$V_{S-G} = 33,31 \frac{pie}{s}$$

3. Velocidad de salida del líquido, en pie/s

$$V_{S-L} = \frac{60}{\sqrt{\rho_G}} \quad (46)$$

$$V_{S-L} = \frac{60}{\sqrt{62,299 \text{ lb}/pie^3}}$$

$$V_{S-L} = 7,6 \frac{pie}{s}$$

No puede ser mayor de 3 pie/s así que se utiliza este valor.

4. Caudal de la mezcla

$$Q_M = Q_g + Q_L \quad (47)$$

$$Q_M = 0,00624 + 0,00164$$

$$Q_M = 0,00788 \frac{pie^3}{s}$$

a) Estimar el diámetro de la boquilla de entrada.

$$d_p = \sqrt{\frac{4 * Q_M}{\pi * V_s}} * 12 \text{ pulg} \quad (48)$$

$$d_p = \sqrt{\frac{4 * 0,00788}{\pi * 15,218}} * 12 \text{ pulg}$$

$$d_p = 0,308 \text{ pulg}$$

b) Diámetro de la boquilla de salida del gas, en pulg

$$D_{BDS} = \sqrt{\frac{4 * Q_G}{\pi * V_{S-G}}} * 12 \text{ pulg} \quad (49)$$

$$D_{BDS} = \sqrt{\frac{4 * 0,006245}{\pi * 33,31}} * 12 \text{ pulg}$$

$$D_{BDS} = 0,185 \text{ pulg}$$

c) Diámetro de la boquilla de salida del líquido en pulg.

$$D_{BSL} = \sqrt{\frac{4 * Q_o}{\pi * V_{S-L}}} * 12 \text{ pulg} \quad (50)$$

$$D_{BSL} = \sqrt{\frac{4 * 0,00164}{\pi * 3}} * 12 \text{ pulg}$$

$$D_{BSL} = 0,316 \text{ pulg}$$

d) Área de la malla, en pie^2

$$A_{\text{malla}} = \frac{Q_G}{V_C} \quad (51)$$

$$A_{\text{malla}} = \frac{0,006245}{1,92} \text{pie}^2$$

$$A_{\text{malla}} = 0,00325 \text{pie}^2$$

e) Ancho de la malla, en pulg

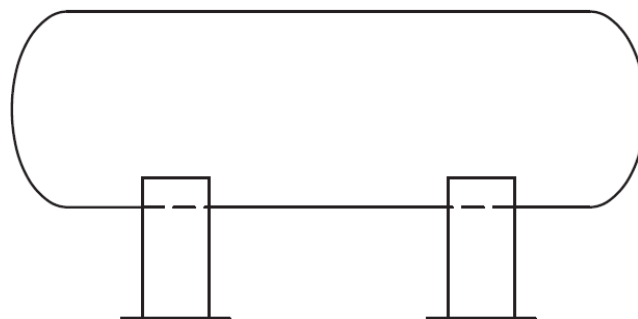
$$a_{\text{malla}} = F * \sqrt{A_{\text{malla}}} \quad (52)$$

$$a_{\text{malla}} = 12 * \sqrt{0,00325}$$

$$a_{\text{malla}} = 0,684 \text{pulg}$$

4.4.7 *Estimación del peso del recipiente.* Es muy importante determinar el peso del recipiente, ya que la mayoría de los procesos de estimación de costos empiezan con el cálculo del peso del recipiente. El peso del recipiente, tanto vacío y lleno de agua, es necesario para asegurar que el recipiente pueda ser levantado, una vez que llega al sitio de construcción.

Figura 29. Diagrama del separador



Fuente: Autor.

El peso se determinará de la siguiente forma:

$$W = 11dt L \quad (53)$$

Donde:

W=peso del recipiente (lb)

d= diámetro interno del recipiente (in) = 9 in

t= espesor de la pared del recipiente (in) = 0,75 in

L= longitud del recipiente (ft) = 2,97 ft

$$W = 11(9) * (0,75) * (2,97)$$

$$W = 220,52 \text{ lb}$$

Resumiendo, se observa que las dimensiones de las boquillas son muy pequeñas, y no se encontrará las mismas al momento de la selección, por esta razón y al igual que el diseño de espesor y diámetro se deberá realizar un reajuste.

Se empezará por los valores de diámetro interno.

Previamente se dimensionó el separador con un diámetro interno de 9 pulgadas, pero después de buscar el mercado materiales para la fabricación del cuerpo del separador se encontró planchas del espesor deseado pero se encontrará la dificultad de la fabricación pues si se adquiere la plancha se necesitará un proceso de rolado y soldadura para lograr el cuerpo del separador.

Por esta razón y considerando la más fácil adquisición de una tubería de 10 pulgadas de diámetro interno y con un espesor de 1 pulgada, se selecciona la misma, se observa que no se necesitará trabajos de rolado ni de soldadura.

El espesor está sobredimensionado al previamente calculado pero lo se lo tendrá a favor como factor de seguridad.

La tubería seleccionada se muestra en el Anexo K. Las tapas también deberán cambiar su diámetro interno y espesor para hacer el diseño uniforme.

Continuando con el reajuste, las boquillas deberán seleccionarse con un diámetro comercial inmediato superior, en este caso boquillas de ½ pulgada.

Todo el proceso de dimensionamiento se ve reflejado en la modelación que se muestra en los planos presentados, además incluyendo proceso de soldadura para la construcción del separador.

4.5 Simulación como recipiente a presión

Tabla 27. Información de modelo

Nombre de documento	Configuración	Ruta al documento	Fecha de modificación
Separador_estudio1	Predeterminado	C:\Users\Marcelo\Desktop\separador solid\Separador_estudio1.SLDASM	Sun Jul 14 21:39:52 2013
cuerpo-1	Predeterminado	C:\Users\Marcelo\Desktop\separador solid\cuerpo.SLDPRT	Wed Jul 03 16:05:51 2013
tapa-1	Predeterminado	C:\Users\Marcelo\Desktop\separador solid\tapa.SLDPRT	Wed Jul 03 18:53:27 2013
tapa-2	Predeterminado	C:\Users\Marcelo\Desktop\separador solid\tapa.SLDPRT	Wed Jul 03 18:53:27 2013

Fuente: Autor.

Tabla 28. Propiedades de material

Nº	Nombre de sólido	Material	Masa	Volumen
1	Cuerpo Separador	[SW]AISI 304	192.494 kg	0.0240617 m ³
2	Tapa 1	[SW]AISI 304	21.2106 kg	0.00265132 m ³
3	Tapa 2	[SW]AISI 304	21.2106 kg	0.00265132 m ³

Fuente: Autor.

Se modeló el separador con la ayuda de un software especializado en recipientes a presión, y se sometió a un estudio de presión interna obteniendo los siguientes resultados.

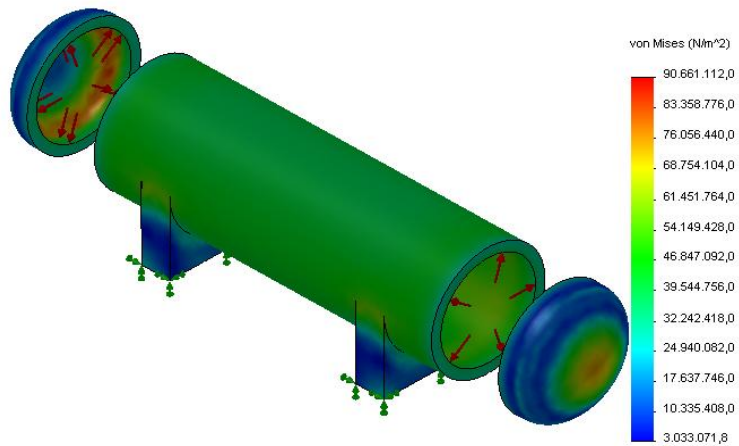
Tabla 29. Resultados de la simulación como recipiente a presión

Nombre	Tipo	Mín.	Ubicación	Máx.	Ubicación
Tensiones1	VON: Tensión de von Mises	3.03307e+006 N/m ² Nodo: 3092	(-153.68 mm, -76.7411 mm, 152.411 mm)	9.06611e+007 N/m ² Nodo: 13944	(648.356 mm, 112.334 mm, -101.585 mm)
Desplazamientos1	URES: Desplazamiento o resultante	0 mm Nodo: 1740	(402.331 mm, -156.563 mm, 152.4 mm)	0.0932243 mm Nodo: 13143	(688.174 mm, 46.6423 mm, 8.08463e-006 mm)
Deformaciones unitarias1	ESTRN: Deformación unitaria equivalente	6.68775e-006 Elemento: 7241	(656.559 mm, -86.9523 mm, 33.3079 mm)	0.00034475 Elemento: 7809	(-337.62 mm, 2.2962 mm, 116.82 mm)

Fuente: Autor.

Figura 30. Estudio de tensiones

Nombre de modelo: Separador_estudio1
Nombre de estudio: Estudio 1
Tipo de resultado: Static tensión nodal Tensiones1
Escala de deformación: 1

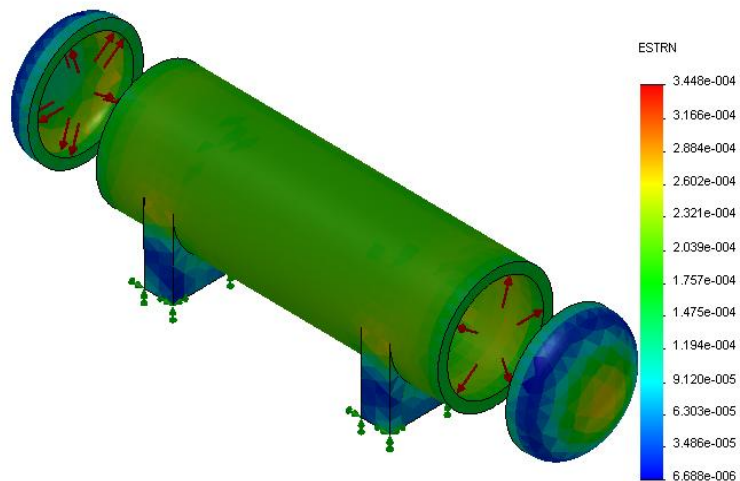


Fuente: Autor.

Como se observa, la presión interna a la cual está sometido el separador es relativamente aceptable para el espesor del material, es el principal parámetro que garantizará el correcto funcionamiento. No se presentarán tensiones ni deformaciones que pongan en riesgo el correcto desempeño de las funciones para las cuales fue diseñado el separador.

Figura 31. Estudio de deformaciones

Nombre de modelo: Separador_estudio1
Nombre de estudio: Estudio 1
Tipo de resultado: Deformación unitaria estática Deformaciones unitarias1
Escala de deformación: 1



Fuente: Autor.

En los planos también se definirá líneas de tubería, antes y después de la entrada del flujo al separador, para lo cual se citara un documento adjunto (Anexo L), denominado Piping class. Ahí se permite ver la nomenclatura, el alcance, requerimientos generales y la identificación de las tuberías.

Para empezar con el diseño en software, en este caso se utilizó Auto Cad plant 3D suite, se define un diagrama PI&D para definir elementos del separador y para normalizar la lectura futura de los diagramas cuando vayan a ser construidos. La simbología se adjunta en uno de los planos.

Una vez definido la tubería y los accesorios, dimensiones de espesores, diámetros y control automático del separador y con el diseño en dos dimensiones, se procede al modelado en 3D y posteriormente a los planos incluyendo norma de soldadura.

CAPÍTULO V

5. EVALUACIÓN ECONÓMICA

Para empezar se debe tener en cuenta que al tratarse de una planta piloto que va a ser construida no se puede saber su costo real, se realizara una estimación lo más cercana posible, sin escatimar gastos, pues se necesita garantizar funcionalidad y seguridad.

5.1 Proyección económica de accesorios y materiales

Tabla 30. Costos de materiales y accesorios

Elemento	Descripción	Unidad	Cantidad	P.unit	Costo
Tubería	Cédula 10s Alinox ½ pulg	kg	10.2	3	30.6
Codo 90	Nordair CHMX1/4	unidad	10	28.22	282.2
Bridas	Escoda PLANAS PN-10	unidad	6	8.97	53.82
Pernos	Escoda 12x50	unidad	24	0.7	16.8
Ventómetro	Bastos VG ½ pulg	unidad	1	46.66	46.66
Válvula de bola	Voss 0345000000 M22x1,5	unidad	4	52.92	211.68
Cuerpo del separador	Tubería cédula xxs Alinox 10 pulg	kg	170	3	510
Bancada	Plancha Bonnet 2x1m Ref. 12152600	kg	195	3	585
Tapas del separador	Fabricación	kg	42	3	126
Sistema de control de nivel	Escoda SMMR-1 TINT 008	unidad	1	360.63	360.63
Manómetros	Omega DPGM8001-160	unidad	2	450	900
Alarmas	SecurImport BSC01215	unidad	2	60.73	121.46
Demister	Yongchang YCDM	unidad	1	10	10
Sistema de control de presión.	Escoda SMMR-1 TINT 008	unidad	1	380	380
Racores	RS RXSZF2226636	unidad	6	20.07	120.42
TOTAL					3755.27

Fuente: Autor.

5.2 Costos por maquinaria a utilizar

Tabla 31. Costos por máquinas y equipo a utilizar

Máquinas/Herramientas	Costo/Hora	Horas Equipo	Costo(USD)
Amoladora	2	9	18
Cizalla	2	5	10
Esmeril	1	5	5
Corte Plasma	6	1	6
Dobladora Mecánica	6	2	12
Entenalla	1	8	8
Pulidora	1	10	10
Soldadora Eléctrica	5	20	100
Soldadora MIG	5	6	30
Taladro	6	4	24
Otros Equipos			60
	TOTAL		284

Fuente: Autor.

5.3 Costo de mano de obra

Tabla 32. Costos de mano de obra

Trabajador	Salario/Hora	Horas Hombre	Costo
Maestro mecánico	3	40	120
Ayudante mecánico	1	50	50
Soldador certificado	20	10	200
TOTAL		370	

Fuente: Autor.

Costos directos

Tabla 33. Costos directos

Costos por	Valor (USD)
Material y accesorios	3755.27
Maquinaria a utilizar	284
Mano de obra	370
TOTAL COSTOS DIRECTOS	4409.27

Fuente: Autor.

Costos indirectos

Tabla 34. Costos indirectos

Detalles	Cantidad (% CD)	Valor (USD)
Ingenieriles (Diseño y supervisión)	5%	220.46
Imprevistos	1%	44.09
Utilidad	0	-
TOTAL COSTOS INDIRECTOS		264.55

Fuente: Autor.

5.4 Costos totales

Los costos totales equivalen a la suma de los costos directos más los costos indirectos, sumados estos dos valores se tiene el valor de **4673.82 USD**. (Cuatro mil seiscientos setenta y tres dólares con ochenta y dos centavos).

Los costos por mantenimiento de este equipo serán despreciables pues no se requiere de algún procedimiento costoso sino más bien un mantenimiento rutinario de limpieza bastará para mantener el equipo en correcto funcionamiento y se logrará mantener este equipo en toda su vida útil.

El mantenimiento se lo hará por el handhole que es un agujero dedicado para este mismo propósito.

No podremos sacar salvamento de este equipo porque como se definió anteriormente se lo utilizará en una planta piloto y tampoco tendremos utilidad económica de este equipo. Es una planta que generará tecnología y conocimiento.

CAPÍTULO VI

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1 Conclusiones

Después de analizar los antecedentes previos al tema relacionado con energías renovables en Ecuador, se justifica empezar con la investigación referente a gasificación hidrotérmica.

Se diseñó un separador de gases y líquidos provenientes de la gasificación de biomasa, con un flujo másico de diseño de 200 kg/h, con una longitud de 0,90 m, un diámetro de 25,4 cm, un espesor de 2,54 cm, tapas semi elípticas del mismo espesor, de un material AISI 304 austenítico inoxidable grado D. Estas medidas estuvieron sujetas a un reajuste.

El separador diseñado es un separador bifásico horizontal, la separación internamente se realiza por gravedad y coalescencia de las partículas en suspensión, producto del proceso se obtendrá por una parte una mezcla de gases y por otra, una fase acuosa, trabaja a temperatura ambiente (25°C) y a una presión de 100 bares.

Para obtener las dimensiones mencionadas, se realizó el diseño en base a cuatro metodologías de diseño diferentes, como son: método de Couldson y Richardson, según la Norma 12J API, diseño conceptual de separadores Marcías J. Martínez y metodología de Maurice Stewart, llegando a la conclusión que el procedimiento más adecuado y que se ajustó a nuestros requerimientos es el último mencionado.

Las dimensiones del diseño como recipiente a presión fueron basadas en la norma ASME sección VIII, división I, sub sección A, realizando tres cálculos en base a diferentes eficiencias de la soldadura, concluyendo que la eficiencia más adecuada es de 0,85. Para referencias acerca de soldadura se utilizó la norma ASME sección VIII, sub sección B, parte UW.

Se generó un diagrama PI&D, el cual está normalizado con simbología y nomenclatura adjunta para su lectura y construcción posterior, además, se generó planos para su construcción y se realizó una simulación en un software especializado, como recipiente a presión.

Se concluye que la construcción del separador es muy viable, pues, se cuenta con el talento humano para diseñarlo, la tecnología requerida para su construcción y después del análisis económico realizado, la inversión en este equipo es justificada en base al presupuesto total de la planta.

6.2 Recomendaciones

Analizar la alternativa de mejora de eficiencia del separador, adicionando accesorios internos o modificando el flujo del sistema, en base a los resultados obtenidos con el diseño actual.

Tener en cuenta que si se modifica el flujo en el separador, se debe cambiar los diseños anteriores y posteriores a este equipo pues la planta entera está proyectada con este flujo másico. De ser necesario el manejo de flujos mayores, el dimensionamiento del equipo cambiará también, en la tesis se mencionan dimensiones para varios flujos másicos.

Realizar un análisis de la composición de la mezcla de gases para determinar su posterior utilización y de ser necesaria la adición de una etapa de limpieza de gases mediante un scrubber una vez puesto en funcionamiento el separador.

Plantear un plan de mantenimiento para evitar la acumulación de sedimentos, dependiendo del análisis de la calidad del agua.

Realizar un montaje adecuado de la toma de entrada y la de salida, tanto de la mezcla de gases como de la fase acuosa.

Verificar que las alarmas de nivel y de presión siempre estén en las mejores condiciones.

Capacitar a la persona que va a estar en la planta para saber que procedimiento debe seguir en caso de producirse una sobrepresión y accionamiento de las alarmas.

BIBLIOGRAFÍA

- AGUILERA, M., GONZÁLEZ, D., & MATAMOROS, L. Estimación de propiedades de transporte: viscosidad. Venezuela: Universidad Simón Bolívar. (2000).
- ANTAL, M., ALLEN, S., & SCHULMAN, D. Biomass gasification in supercritical water. *Industrial and Engineering Chemical Research*, 4040-4053. (2000).
- API. Specification for oil and gas, 12J (Seventh ed.). United States. (1989).
- ARNOLD, K., & STEWART, M. Surface production operations. Houston: Gulf Publishing Company. (1991).
- ASHBY, M. Material selection in mechanical design. (1999).
- ASIFA, M., & MUNER, T.. Energy supply, its demand and security issues for developed and emerging economies. *REnewable and Sustainable Energy Reviews*, 1388-1413. (2007)
- ASME. ASME section II, part D. United States. (2010).
- BABU, S. Perspectives on Biomass Gasification. IEA Bioenergy Agreement. (2006).
- BASU, P. Biomass Gasification and Pyrolysis, Practical Design and Theory. Oxford: Elsevier. (2010).
- BENDES, G., HOOGWYJK, M., & VAN DER BROEK, R. The Contribution of Biomass in the Future Global Supply. *Biomass & Bioenergy*, 1-28. (2003).
- BIKER, M., KASER, D., & OTT, L. Dehydration of fructose to hydroxymethylfurfural in sub and supercritical fluids. *Journal of supercritical fluids*, 118-126. (2005).
- BOUKIS, N. Biomass gasification in supercritical water. . The Verena pilot plant. (2007).
- BOUKIS, N., DIEMS, V., & HABICHT, W. Methanol reforming in supercritical water. (2003).

- CAMBRIDGE. Edu pack CES (Cambridge Engineering Selector). Kingdom. (2009).
- CAMPBELL, G., & MELUCH, W. Polyurethane foam recycling superheat steam hydrolysis. *Environment Science & Technology*, 182-185. (1976).
- CIED.. Centro Internacional de Educación y Desarrollo; Ingeniería de producción, separadores gas-líquido. Ingeniería de producción, separadores gas-líquido. Venezuela: Módulo IV-Sección 33. (1995)
- CORTRIGHT, R., DAVDA, R., & DUMESIC, A. Hydrogen froms catalytic reforming of biomass-derived hydrocarbons in liquid water. *Nature*, 964-967. (2002).
- COULSON, M., & RICHARDSON, J. *Chemical Engineering Design* (Cuarta ed., Vol. Sexto). ELSEVIER. (2005)
- DEVI, L., PTASINSKI, K., & JANSEN, F. A review of the primary measures for Tar elimination in biomass gasification processes. *Biomass & Bioenergy*, 125-140. (2003).
- DÍAZ, A., PAGUAY, A., & TOMALÁ, H. Parámetros requeridos en el diseño de separadores para manejar mezclas gas-líquido. (2011).
- ESTRADA, M. *Diseño y cálculo de recipientes a presión*. (2001).
- GÓMEZ, A., KLOSE, W., & RINCÓN, S. Pirólisis de Biomasa. En A. Gómez, W. Klose, & S. Rincón, *Pirólisis de Biomasa, Cuesco de palma* (pág. 13). (2008).
- HABICHT, W., BOUKIS, G., & DINJUS, E. Investigation of nickel based alloys exposed to supercritical water environments. *Microchemica Acta*, 57-62. (2004).
- HAFSKJOLD, B., & DODGE, F. An improve design method for horizontal gas/oil and oil/water separators. *Society of petroleum engineers*. (1989).
- KAMIO, E., TAKAHASHI, S., & NODA, H. Liquefaction of cellulose in hot compressed water under variable temperatures. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 4944-4953. (2006).
- KLASS, D. *Biomass for Renewable Energy, Fuels and Chemicals*. Academic Press, 30. (1998).

- KURKELA, E., NIEMINEN, M., & SIMELL, P. Development and Commercialization of biomass and waste Gasification Technologies from reliable and robust co-firing plants towards synthesis gas production and advanced cycles. 2nd World Biomass Conference, 10-14. (2004).
- LEE, I., KIM, M., & IHM, S. Gasification of glucose in supercritical water. *Ind Eng Chem Res.* (2002).
- LEON, K. Oil and gas separation theory, application and design. Society of petroleum engineers. (1977).
- LU, Y., GOU, L., JI, C., ZHANG, X., HAO, X., & YAN, Q. Hydrogen production by biomass gasification supercritical water: A parametric study. (2006).
- MANDOKI, J. Patente n° 605.762. Estados Unidos. (1986).
- MARTÍNEZ, M. Diseño conceptual de separadore. Maracaibo: S.R.L. (1991).
- MARTÍNEZ, Y., & BENÍTEZ, A. Métodos generalizados de estimación de propiedades de transporte: viscosidad. Métodos generalizados de estimación de propiedades de transporte: viscosidad. Matanzas, Cuba. (2008).
- MATSUMURA, Y. Evaluation of supercritical water gasification and biomethanation for wet biomass utilization in Japan. *Energy Conversion and Management*, 1301-1310. (2002).
- OSADA, M., SATO, O., & WATANABLE, M. Water density effect in lignin gasification over supported noble metal catalysts in supercritical water. *Energy Fuels*, 930-935. (2006).
- PACHECO, F. *Supercritical Water Gasification of Biomass.* (2009).
- PDVSA. Separadores Líquido-Vapor. Manual de Ingeniería de diseño. Caracas, Venezuela: PDVSA N° 90616.1.027. (Mayo de 1991).
- PDVSA. Manual de diseño de proceso, separacion física, tambores separadores. Caracas: PDVSA. (1995).
- PERRY, R. *Perry's Chemical Engineers Handbook.* New York: McGraw-Hill. (1984).

PETERSON, F., VOGEL, R., LACHANCE, M., FROLING, M., ANTAL Jr, J., & TESTER, J. Thermochemical biofuel production in hydrothermal media: a review of sub and supercritical water technologies. *Energy & Environmental Science*, 32-65. (2008).

SAISU, M., SATO, T., & WATANABE, M. Conversion of lignin with supercritical water-phenol mixtures. *Energy Fuels*. (2003).

SAXENA, R., & ADHIKARIA, D. Biomass-based energy fuel through biochemical routes. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. (2006).

SENPLADES. plan.senplades.gob.ec. Obtenido de <http://plan.senplades.gob.ec/estrategia7>(Agosto de 2013).

STEWART, M., & ARNOLD, K. Gas-liquid and liquid-liquid separators. (2008).

TAYLOR, J., HERDMAN, C., & WU, C.. Hydrogen production in a compact supercritical water reformer. *Hydrogen Energy*, 1171-1178. (2003)

THE JAPAN INSTITUTE OF ENERGY. Report on the Investigation and Technological Exchange Projects Concerning Sustainable Agriculture and Related Environmental Issues. Japan. (2007).

VERINGA, H. Advanced Techniques for generation of energy from biomass and waste. Document ECN-Biomass, países bajos Holanda. (2004).

WAHLUND, G., YAN, J., & WESTERMARK, M. Increasing Biomass Utilization in Energy System: a Comparative Study of CO₂ Reduction and coste for different Bionergy Processing Options. *Biomass & Bioenergy*, 531-544. (2004).

YOKOYAMA, S. The Asian biomass handbook. A guide for Biomass Production and Utilization. (2008).